



**Tiago Alcobia Perry**

Licenciatura em Ciências de Engenharia do Ambiente

**Avaliação da Remoção de Azoto por  
Nitrificação e Desnitrificação Simultânea  
Caso de Estudo: ETAR da Base Aérea nº5**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em  
Engenharia do Ambiente, perfil Engenharia Sanitária

Orientador: Prof. Doutor António Pedro Mano  
(Prof. Auxiliar FCT NOVA)

Júri:

Presidente e Arguente: Prof.<sup>a</sup> Doutora Leonor Miranda Monteiro do Amaral

Vogais: Prof. Doutor António Pedro Mano

Prof.<sup>a</sup> Doutora Rita Maurício Rodrigues Rosa



FACULDADE DE  
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

**Junho, 2020**





**Tiago Alcobia Perry**

Licenciatura em Ciências de Engenharia do Ambiente

**Avaliação da Remoção de Azoto por  
Nitrificação e Desnitrificação Simultânea  
Caso de Estudo: ETAR da Base Aérea nº5**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em  
Engenharia do Ambiente, perfil Engenharia Sanitária

Orientador: Prof. Doutor António Pedro Mano  
(Prof. Auxiliar FCT NOVA)

Júri:

Presidente e Arguente: Prof.<sup>a</sup> Doutora Leonor Miranda Monteiro do Amaral

Vogais: Prof. Doutor António Pedro Mano

Prof.<sup>a</sup> Doutora Rita Maurício Rodrigues Rosa



FACULDADE DE  
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

**Junho, 2020**



## Agradecimentos

Em primeiro lugar, queria agradecer ao meu orientador, o Professor Doutor António Pedro Mano, por me ter dado a oportunidade de realizar esta dissertação, não podendo igualmente deixar de salientar o seu apoio e conhecimentos que me foram transmitidos, desde o início até ao fim do mestrado, sempre com o objetivo de me tornar num excelente profissional.

Agradeço à Base Aérea nº5 pelo tema que foi proposto com o objetivo de desenvolver e melhorar as operações realizadas na sua ETAR, especialmente no que diz respeito à remoção de azoto. Dirijo também o meu apreço ao Filipe Delgado, por me ter fornecido a informação e os meios necessários para que esta dissertação fosse possível de ser realizada.

Aos meus colegas de faculdade que, ao longo destes anos, viveram as mesmas experiências e dificuldades comigo em termos académicos, e que passaram a ser grandes amigos para o resto da minha vida. Agradeço então ao meu fantástico grupo formado nesta faculdade, especialmente às pessoas que estiveram comigo desde o primeiro ano do curso e que iremos sempre partilhar boas recordações, nomeadamente o André Najavite, André Piteira, João Esteves e José Horta. Agradeço igualmente à Beatriz Oliveira e ao Afonso Albuquerque pela amizade inexplicável que sinto por eles.

Aos meus amigos “de sempre”, que estiveram comigo desde os tempos do secundário e em quem irei sempre confiar e manter uma ligação inquebrável. Essas pessoas são o Bernardo Sequeira, Carlos Correia, Diogo Vozzone, Vasco Centeno, Tomás Moita e o Pedro Martim. Agradeço também à Maria Nobre e à Inês Pinto pelas memórias que criámos ao longo destes anos.

À minha família, especialmente à minha mãe, ao meu pai, ao meu irmão Lucas e ao Jack, por me terem dado aquele apoio incondicional que precisava, ajudando-me a ultrapassar os obstáculos que foram aparecendo, quer nesta jornada, quer na vida. Sem eles, nada disto seria possível, pelo que não consigo expressar por palavras o quão agradecido eu estou por os ter na minha vida.

À minha Beatriz, que me deu sempre aquele apoio especial e que mostrou muita paciência ao longo deste tempo. Com ela, ganhei mais força e motivação para a realização desta dissertação e, por isso, não tenho palavras para descrever o que sinto por ela.

Por fim, quero agradecer à Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa e ao seu corpo docente por me terem tornado numa pessoa melhor a nível social e profissional. Esta faculdade será sempre a minha segunda casa, na qual passei momentos difíceis e vitórias que nunca esquecerei, resultando em muitas recordações que guardarei para sempre.

Obrigado a vocês todos!



## Resumo

A ETAR da Base Aérea nº 5 (BA5) em Monte Real, Leiria, cujo tratamento secundário é materializado por um processo de lamas ativadas dirigido à remoção de matéria orgânica, foi adotada como caso de estudo para avaliar a possibilidade de também remover azoto do efluente tratado através da nitrificação e desnitrificação simultânea. Para este efeito, recorreu-se a modelação com o programa ASIM, incorporando o modelo cinético ASM1 (*Activated Sludge Model* nº1). Procedeu-se inicialmente a uma avaliação global da ETAR e concluiu-se que o volume do reator biológico está sobredimensionado seis a nove vezes para a população que serve atualmente. A reduzida carga mássica e os elevados valores de tempo de retenção hidráulico e idade de lamas conduzem a insuficiente assimilação de azoto e problemas de sedimentabilidade das lamas no decantador secundário, que por sua vez causam o aumento das concentrações de CBO<sub>5</sub>, CQO, SST e N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado observado em anos recentes. De acordo com os resultados da simulação da nitrificação e desnitrificação simultânea no atual reator biológico, para atingir valores de N<sub>TOTAL</sub> próximos do limite de descarga (15 mg/L) seria necessário reduzir os *setpoints* máximo e mínimo de oxigénio dissolvido (OD) dos atuais níveis de 3 e 2 mg/L para 0,2 e 0,1 mg/L, respetivamente. Valores tão baixos de OD seriam difíceis de controlar e causariam *bulking filamentoso* e *foaming* no decantador secundário. Por outro lado, o aumento da razão CQO/N através da adição de uma fonte exógena de carbono, como metanol, permitiria concentrações mais elevadas de OD no reator biológico. Mantendo 0,1 mg/L como o *setpoint* mínimo de OD, uma razão CQO/N entre 6 e 9 permitiu operar a *setpoints* máximos de 0,5 a 2 mg/L, correspondendo a um consumo de metanol de 2 a 6 ton/ano. O custo total deste processo é apenas ligeiramente superior relativamente às condições atuais de operação. A remoção de azoto foi também avaliada por simulação do processo de Ludzack-Ettinger modificado. Verificou-se que para cumprir o limite de descarga de N<sub>TOTAL</sub> seria necessário um volume de reator anóxico igual ou superior ao volume aeróbio, apontando para uma desnitrificação endógena lenta devido à atual reduzida carga mássica.

**Palavras-Chave:** Lamas ativadas; sedimentabilidade das lamas; ASM1; nitrificação e desnitrificação simultânea; oxigénio dissolvido; razão CQO/N; Ludzack-Ettinger modificado.





## Abstract

The WWTP of the military airbase nº5, situated at Monte Real, Leiria, and whose secondary treatment comprises an activated sludge process designed for organic matter removal, was used as the case study to evaluate the possibility of also removing nitrogen from the treated effluent through simultaneous nitrification and denitrification. To this end, modelling was realized using the ASIM program incorporating the ASM1 (Activated Sludge Model nº1) kinetic model. A global assessment of the process was initially carried out and it was concluded that the volume of the biological reactor is oversized six to nine times for the population that currently serves. The reduced organic mass load and high values of hydraulic retention time and sludge age lead to insufficient nitrogen assimilation and sludge settling problems in the secondary clarifier, which in turn cause the increase of the treated effluent BOD<sub>5</sub>, COD, TSS and N<sub>TOTAL</sub> concentrations observed in recent years. According to the simulation results of simultaneous nitrification and denitrification in the current biological reactor, to reach N<sub>TOTAL</sub> values close to the discharge limit (15 mg/L) it would be necessary to reduce the dissolved oxygen's (DO) maximum and minimum setpoints of the current levels of 3 and 2 mg/L to 0,2 and 0,1 mg/L, respectively. However, such low DO values would be difficult to control and would cause filamentous bulking and foaming in the secondary clarifier. On the other hand, increasing the COD/N ratio through the addition of an exogenous carbon source, such as methanol, would allow higher concentrations of DO in the biological reactor. Keeping 0,1 mg/L as the minimum DO setpoint, a COD/N ratio of between 6 and 9 allowed operating at maximum setpoints of 0,5 to 2 mg/L, corresponding to a consumption of methanol ranging from 2 to 6 ton/year. The total cost of this process is only slightly higher than the current operating conditions. Nitrogen removal by the modified Ludzack-Ettinger process was also simulated. In order to meet the N<sub>TOTAL</sub> discharge limit, an anoxic volume reactor equal to or greater than the aerobic volume would be necessary, indicating a slow endogenous denitrification in keeping with the currently observed low organic mass load.

**Keywords:** Activated sludge; sludge settling; ASM1; simultaneous nitrification and denitrification; dissolved oxygen; COD/N ratio; modified Ludzack-Ettinger.



# Índice

|  |    |
|--|----|
| 1. Enquadramento e Objetivos.....  | 1  |
| 2. Revisão bibliográfica .....   | 3  |
| 2.1. Caracterização das águas residuais urbanas .....                      | 3  |
| 2.2. Tratamento biológico das águas residuais urbanas.....                 | 4  |
| 2.2.1. Remoção de matéria orgânica .....                                   | 6  |
| 2.2.2. Remoção de azoto .....  | 7  |
| 2.2.2.1 Amonificação .....   | 8  |
| 2.2.2.2 Nitrificação .....   | 9  |
| 2.2.2.3 Desnitrificação .....  | 10 |
| 2.3. Descrição geral de uma ETAR.....                                      | 10 |
| 2.4. Processo de lamas ativadas .....                                      | 11 |
| 2.4.1. Descrição geral do processo de lamas ativadas.....                  | 11 |
| 2.4.2. Principais parâmetros associados ao processo de lamas ativadas..... | 12 |
| 2.4.2.1 Tempo de retenção hidráulico .....                                 | 13 |
| 2.4.2.2 MS e MVS .....   | 13 |
| 2.4.2.3 Carga mássica.....   | 13 |
| 2.4.2.4 Idade de lamas .....   | 14 |
| 2.4.2.5 Índice volumétrico de lamas .....                                  | 14 |
| 2.4.2.6 Recirculação de lamas .....  | 15 |
| 2.4.2.7 Oxigénio dissolvido.....   | 16 |
| 2.4.3. Principais regimes do processo de lamas ativadas .....              | 17 |
| 2.5. Processos de remoção biológica de nutrientes (RBN) .....              | 18 |
| 2.6. Processo de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS) .....     | 19 |
| 2.7. Sedimentabilidade das lamas .....                                     | 21 |
| 2.8. Reações cinéticas no tratamento de águas residuais.....               | 22 |
| 2.8.1. Estequiometria das reações no tratamento de águas residuais .....   | 26 |
| 2.9. Modelação no processo de lamas ativadas .....                         | 27 |
| 2.9.1. Descrição geral da modelação no processo de lamas ativadas .....    | 27 |
| 2.9.2. Descrição do modelo ASM1 .....                                      | 29 |
| 2.9.1.1 Crescimento de biomassa .....                                      | 31 |
| 2.9.1.2 Decaimento da biomassa .....                                       | 32 |
| 2.9.1.3 Hidrólise de material orgânico particulado .....                   | 32 |
| 2.9.1.4 Amonificação de azoto orgânico .....                               | 33 |
| 2.9.1.5 Representação esquemática do modelo ASM1 .....                     | 33 |
| 2.9.3. Calibração do modelo ASM1 .....                                     | 35 |
| 2.9.4. Programa ASIM .....   | 36 |
| 3. Caso de Estudo.....   | 39 |
| 3.1. Descrição da ETAR da Base Aérea de Monte Real .....                   | 39 |
| 3.2. Informação quantitativa e qualitativa da ETAR .....                   | 40 |

|        |   |     |
|--------|---|-----|
| 3.2.1. | Caracterização quantitativa .....   | 40  |
| 3.2.2. | Caracterização qualitativa .....  | 41  |
| 3.2.3. | Caraterização geral .....   | 46  |
| 3.2.4. | Lamas produzidas .....  | 51  |
| 3.3.   | Determinação dos parâmetros operacionais associados ao processo de lamas<br>ativadas..... | 52  |
| 3.3.1. | Tempo de retenção hidráulico .....  | 52  |
| 3.3.2. | Carga mássica.....  | 53  |
| 3.3.3. | Idade de lamas .....  | 54  |
| 3.4.   | Síntese da informação disponibilizada.....  | 54  |
| 4.     | Metodologia.....  | 57  |
| 4.1.   | Descrição do programa ASIM .....  | 58  |
| 4.2.   | Calibração do programa ASIM .....   | 62  |
| 5.     | Resultados e Discussão.....   | 65  |
| 5.1.   | Dados de entrada no programa ASIM.....  | 65  |
| 5.2.   | Calibração do programa ASIM .....   | 66  |
| 5.3.   | Simulação das condições atuais .....  | 67  |
| 5.3.1. | Estado estacionário .....   | 67  |
| 5.3.2. | Simulação dinâmica .....  | 69  |
| 5.4.   | Simulação das condições ideais .....  | 74  |
| 5.5.   | Simulação de nitrificação e desnitrificação simultânea.....                               | 76  |
| 5.5.1. | Adição de uma fonte exógena de carbono .....  | 78  |
| 5.5.2. | Necessidades de arejamento .....  | 80  |
| 5.5.3. | Consumo energético .....  | 83  |
| 5.5.4. | Análise de custos .....   | 85  |
| 5.6.   | Processo de Ludzack-Ettinger modificado .....   | 85  |
| 6.     | Conclusões.....   | 89  |
|        | Referências Bibliográficas .....  | 90  |
|        | Anexos.....   | 95  |
|        | Anexo I: Caudais de saída ou de água tratada .....  | 95  |
|        | Anexo II: Dados do efluente tratado .....   | 95  |
|        | Anexo III: Dados do reator biológico.....   | 97  |
|        | Anexo IV: Dados dos equipamentos mecânicos utilizados .....                               | 99  |
|        | Anexo V: Análise qualitativa das lamas produzidas .....                                   | 102 |
|        | Anexo VI: Balanço de massas da ETAR .....   | 102 |

## Índice de Figuras

|  |    |
|--|----|
| Figura 2.1 – Representação esquemática do metabolismo microbiano .....   | 6  |
| Figura 2.2 - Fracionamento de CQO nas águas residuais .....  | 6  |
| Figura 2.3 – Fracionamento de TKN nas águas residuais .....  | 8  |
| Figura 2.4 – Ciclo do azoto .....  | 8  |
| Figura 2.5 – Representação esquemática do processo de lamas ativadas .....                                       | 12 |
| Figura 2.6 – Representação esquemática do processo de Ludzack-Ettinger modificado.....                           | 19 |
| Figura 2.7 - Representação gráfica de: (a) reação cinética de ordem zero, (b) – taxa de consumo de reagente..... | 23 |
| Figura 2.8 – Reações de ordem zero e de primeira ordem através da equação de Monod .....                         | 25 |
| Figura 2.9 – Representação esquemática da utilização de substrato pelos microrganismos heterotróficos .....      | 26 |
| Figura 2.10 –. Modelo de decaimento de biomassa utilizado em ASM1 .....  | 32 |
| Figura 2.11 – Representação esquemática do modelo ASM1 .....   | 33 |
| Figura 2.12 – Esquema geral para a modelação de um sistema de lamas ativadas .....                               | 35 |
| Figura 3.1 - Caudais mensais desde 2016 a 2018. ....   | 40 |
| Figura 3.2 - Caudais médios diários estimados com base nos caudais mensais. ....                                 | 41 |
| Figura 3.3 - Valores de pH do efluente tratado entre 2016 e 2019.....  | 42 |
| Figura 3.4 - Concentração de CBO <sub>5</sub> do efluente tratado entre 2016 e 2019. ....                        | 43 |
| Figura 3.5 - Concentração de N <sub>TOTAL</sub> do efluente tratado entre 2016 e 2019. ....                      | 43 |
| Figura 3.6 - Concentração de CQO no efluente tratado entre 2016 e 2019. ....                                     | 44 |
| Figura 3.7 - Valores da razão CQO/CBO <sub>5</sub> entre 2016 e 2019. ....                                       | 44 |
| Figura 3.8 - Concentração de SST no efluente tratado entre 2016 e 2019. ....                                     | 45 |
| Figura 3.9 - Concentração de OD no reator biológico entre 2016 e 2018. ....                                      | 46 |
| Figura 3.10 - Valores de pH no reator biológico entre 2016 e 2018. ....  | 47 |
| Figura 3.11 - Valores de temperatura no reator biológico entre 2016 e 2018. ....                                 | 47 |
| Figura 3.12 - Valores de condutividade no reator biológico entre 2016 e 2018. ....                               | 48 |
| Figura 3.13 - Valores de SS30 no reator biológico e na recirculação de lamas entre 2016 e 2018.....              | 49 |
| Figura 3.14 - Horas mensais dos arejadores entre 2017 e 2019.....  | 49 |
| Figura 3.15 - Horas diárias de arejamento entre 2017 e 2019. ....  | 50 |
| Figura 3.16 - Horas mensais de recirculação de lamas entre 2017 e 2019. ....                                     | 51 |
| Figura 3.17 - Tempo de retenção hidráulico entre 2016 e 2018. ....   | 53 |
| Figura 4.1 - Variações típicas das condições afluência de uma ETAR .....   | 58 |
| Figura 4.2 - Barra de ferramentas do programa ASIM.....  | 58 |
| Figura 4.3 - Diagrama esquemático do processo de lamas ativadas no ASIM. ....                                    | 59 |
| Figura 4.4 - Inserção das características principais do processo de lamas ativadas. ....                         | 60 |
| Figura 4.5 - Características do reator e do decantador secundário.....   | 60 |
| Figura 4.6 - Caracterização da água residual .....   | 60 |
| Figura 4.7 - Variação de Q <sub>md</sub> , CQO e N <sub>TOTAL</sub> para a simulação dinâmica .....              | 61 |

|  |    |
|--|----|
| Figura 4.8 - Mecanismo de controlo de arejamento intermitente.....   | 62 |
| Figura 4.9 - a) Fracionamento característico da CQO, em %; b) fracionamento característico de $N_{TOTAL}$ , em %.....          | 63 |
| Figura 5.1 - Concentrações de CQO do efluente bruto e simulada do efluente tratado.....  | 67 |
| Figura 5.2 - Concentrações de $N_{TOTAL}$ do efluente bruto e simulada do efluente tratado.....                                | 68 |
| Figura 5.3 - Variação do caudal médio diário ao longo do dia.....  | 69 |
| Figura 5.4 - Variações das concentrações de CQO e $N_{TOTAL}$ ao longo do dia.....   | 69 |
| Figura 5.5 - Variação da concentração de um substrato no reator biológico e no decantador secundário.....                      | 70 |
| Figura 5.6 - Concentração de $S_s$ no reator biológico e do efluente tratado.....  | 71 |
| Figura 5.7 - Concentração de $S_i$ no reator biológico e do efluente tratado .....   | 71 |
| Figura 5.8 - Concentração de $S_{ND}$ no reator biológico e do efluente tratado.....   | 72 |
| Figura 5.9 - Concentração de $S_{NH}$ no reator biológico e do efluente tratado.....   | 72 |
| Figura 5.10 - Concentração de $S_{NO}$ no reator biológico e do efluente tratado .....   | 73 |
| Figura 5.11 - Tempo de retenção hidráulico para diferentes volumes de reator biológico .....                                   | 75 |
| Figura 5.12 - Concentração de MS para volumes diferentes de reator biológico.....  | 75 |
| Figura 5.13 - Carga mássica (F/M) para volumes diferentes de reator biológico.....   | 76 |
| Figura 5.14 - Concentração de $N_{TOTAL}$ do efluente tratado para vários <i>setpoints</i> de OD.....                          | 77 |
| Figura 5.15 - Relação entre o OD e a razão CQO/N para a obtenção de valores aceitáveis de $N_{TOTAL}$ do efluente tratado..... | 78 |
| Figura 5.16 - Efeito da variação da razão CQO/N com valores de OD fixos.....   | 79 |
| Figura 5.17 - Simulação do arejamento intermitente nas condições atuais .....  | 81 |
| Figura 5.18 - Simulação do arejamento intermitente com <i>setpoint</i> máximo de OD de 0,5 mg/L.....                           | 82 |
| Figura 5.19 - Simulação do arejamento intermitente com <i>setpoint</i> máximo de OD de 2 mg/L .....                            | 82 |
| Figura 5.20 - Consumo energético para vários <i>setpoints</i> máximos de OD .....  | 84 |

## Índice de Tabelas

|   |     |
|---|-----|
| Tabela 2.1 - Valores limite de descarga de acordo com o decreto-lei nº152/97, de 19 de junho.   | 4   |
| Tabela 2.2 – Valores de IVL associados à capacidade de sedimentação das lamas.  | 15  |
| Tabela 2.3 – Valores dos parâmetros de controlo em lamas ativadas nos regimes de arejamento prolongado e convencional   | 18  |
| Tabela 2.4 – Matriz de Peterson para a remoção de matéria orgânica em condições aeróbias  | 28  |
| Tabela 2.5 – Parâmetros e componentes utilizados em ASM1.   | 30  |
| Tabela 2.6 – Matriz de Peterson do modelo ASM1  | 34  |
| Tabela 3.1 - Caracterização do efluente bruto em 2018 e 2019.   | 41  |
| Tabela 3.2 - Produção anual de lamas entre 2014 e 2018  | 51  |
| Tabela 5.1 - Variações diurnas do caudal médio diário e das concentrações de CQO e N <sub>TOTAL</sub>   | 66  |
| Tabela 5.2 - Determinação do K <sub>La</sub> nas condições atuais de operação   | 66  |
| Tabela 5.3 - Concentrações de CQO e N <sub>TOTAL</sub> do efluente tratado através da simulação em estado estacionário e dinâmica   | 74  |
| Tabela 5.4 - Consumo de metanol para o aumento da razão CQO/N   | 79  |
| Tabela 5.5 - Resultados obtidos de arejamento para diferentes condições de operação   | 83  |
| Tabela 5.6 - Consumo energético nas condições atuais de operação  | 84  |
| Tabela 5.7 - Custo total para diferentes condições de operação  | 85  |
| Tabela 5.8 - Valores obtidos de N <sub>TOTAL</sub> do efluente tratado para diferentes condições do processo Ludzack-Ettinger modificado  | 86  |
| Tabela A1 - Caudais de água tratada nos anos 2016, 2017 e 2018 entre os meses de janeiro e junho.   | 95  |
| Tabela A2 - Caudais de água tratada nos anos 2016, 2017 e 2018 entre os meses de julho e dezembro.  | 95  |
| Tabela A3 - Dados da amostra composta do efluente tratado para cada mês de 2016.  | 95  |
| Tabela A4 - Dados da amostra composta do efluente tratado para cada mês de 2017.  | 96  |
| Tabela A5 - Dados da amostra composta do efluente tratado para cada mês de 2018.  | 96  |
| Tabela A6 - Dados da amostra composta do efluente tratado entre janeiro e julho de 2019.  | 97  |
| Tabela A7 - Dados observados no reator biológico entre os anos 2016 e 2018.   | 98  |
| Tabela A8 - Valores médios de SS30 observados no reator biológico (RB) e na recirculação de lamas (L), entre fevereiro e junho de 2016 a 2018.  | 99  |
| Tabela A9 - Valores médios de SS30 observados no reator biológico (RB) e na recirculação de lamas (L), entre julho e dezembro de 2016 a 2018.   | 99  |
| Tabela A10 - Tempo de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias de recirculação de lamas, de lamas em excesso e de escumas, em horas, observado em cada mês do ano de 2017. | 99  |
| Tabela A11 - Tempo de funcionamento dos arejadores em minutos/hora para cada mês do ano de 2017.  | 100 |

|  |     |
|--|-----|
| Tabela A12 - Tempo de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias de recirculação de lamas, de lamas em excesso e de escumas, em horas, observado em cada mês do ano de 2018.....          | 100 |
| Tabela A13 - Tempo de funcionamento dos arejadores em minutos/hora para cada mês do ano de 2018.....   | 101 |
| Tabela A14 - Tempo de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias de recirculação de lamas, de lamas em excesso e de escumas, em horas, observado entre janeiro e maio do ano de 2019..... | 101 |
| Tabela A15 - Tempo de funcionamento dos arejadores em minutos/hora para cada mês do ano de 2019 entre janeiro e maio.....  | 101 |
| Tabela A16 - Análise qualitativa das lamas produzidas em 2016. ....  | 102 |
| Tabela A17 - Balanço de massas da ETAR calculado para 2018. ....   | 103 |



## Abreviaturas, Símbolos, Siglas e Acrónimos

|   |  |                    |   |
|---|--|--------------------|---|
| ASM   | <i>Activated Sludge Model</i>  | O <sub>2</sub>     | Oxigénio molecular                                |
| ASM1  | <i>Activated Sludge Model nº 1</i>                                       | OD                 | Oxigénio dissolvido                               |
| CBO   | Carência bioquímica de oxigénio  | pH                 | Potencial hidrogeniônico                          |
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | Glicose  | P                  | Fósforo   |
| CaCO <sub>3</sub>                             | Carbonato de cálcio  | P <sub>TOTAL</sub> | Fósforo total                                     |
| CO <sub>2</sub>                               | Dióxido de carbono   | R                  | Recirculação de lamas                             |
| CQO   | Carência química de oxigénio   | RBN                | Remoção biológica de nutrientes                   |
| ERSAR   | Entidade Reguladora dos Serviços de Águas e Resíduos                     | S                  | Fração solúvel                                    |
| EPA   | <i>Environmental Protection Agency</i>                                   | S <sub>ALK</sub>   | Alcalinidade                                      |
| ETAR  | Estação de Tratamento de Águas Residuais                                 | S <sub>i</sub>     | Matéria orgânica solúvel inerte                   |
| F/M   | Carga mássica  | S <sub>ND</sub>    | Azoto orgânico solúvel                            |
| H <sup>+</sup>                                | Ião hidrogénio   | S <sub>NH</sub>    | Azoto amoniacal                                   |
| H <sub>2</sub> O                              | Água   | S <sub>NO</sub>    | Azoto ammoniacal oxidado (nitratos)               |
| IAWPRC  | <i>International Association on Water Pollution Research and Control</i> | S <sub>O</sub>     | Oxigénio dissolvido                               |
| IWA   | <i>International Water Association</i>                                   | S <sub>S</sub>     | Matéria orgânica solúvel facilmente biodegradável |
| K <sub>La</sub>                               | Coeficiente global de transferência de oxigénio                          | SST                | Sólidos suspensos total                           |
| K <sub>O</sub>                                | Coeficiente de meia saturação de oxigénio                                | SSV                | Sólidos suspensos voláteis                        |
| K <sub>S</sub>                                | Coeficiente de meia saturação de substrato solúvel                       | TKN                | Azoto Kjeldahl total                              |
| k <sub>d</sub>                                | Coeficiente de decaimento de biomassa                                    | TRH                | Tempo de retenção hidráulico                      |
| MLSS  | Sólidos suspensos no licor misto   | X                  | Fração particulada                                |
| MLVSS   | Sólidos suspensos voláteis no licor misto                                | X <sub>BA</sub>    | Biomassa autotrófica                              |
| N   | Azoto  | X <sub>BH</sub>    | Biomassa heterotrófica                            |
| N <sub>2</sub>                                | Azoto molecular ou gasoso  | X <sub>i</sub>     | Matéria orgânica particulada inerte               |
| NDS   | Nitrificação e desnitrificação simultânea                                | X <sub>ND</sub>    | Azoto orgânico particulado                        |
| NH <sub>3</sub>                               | Amoníaco   | X <sub>P</sub>     | Produto particulado de decaimento de biomassa     |

|                           |             |          |  |
|---------------------------|-------------|----------|--|
| $\text{NH}_4$             | lão amónio  | $X_s$    | Matéria orgânica particulada<br>lentamente biodegradável |
| $\text{NO}_2$             | Nitrito     | $Y$      | Coefficiente de rendimento<br>celular                    |
| $\text{NO}_3$             | Nitrato     | $\mu$    | Taxa específica de crescimento                           |
| $\text{N}_{\text{TOTAL}}$ | Azoto total | $\theta$ | Idade de lamas   |

# 1. Enquadramento e Objetivos

A água é um bem essencial para a vida na Terra e a sua preservação é imprescindível para a garantia da sustentabilidade do planeta. É utilizada para diversos fins, originando águas residuais que veiculam vários compostos potencialmente prejudiciais para o ambiente em geral e para a saúde pública em particular. Estas águas residuais deverão então ser tratadas antes da sua devolução ao meio aquático.

A matéria orgânica é, de um modo geral, o principal constituinte das águas residuais urbanas, servindo como substrato para a generalidade dos microrganismos existentes em massas de água (ou meios recetores), com utilização de oxigénio. Em consequência, a concentração de oxigénio diminui, podendo potenciar a morte da fauna e flora aquáticas. Outro tipo de poluição que poderá ocorrer no meio recetor, decorre da presença de azoto e fósforo nas águas residuais e é denominada de eutrofização. Esta consiste na proliferação excessiva de algas, comumente designada como *bloom*, potenciando o aumento de turvação da água, que limita a penetração da luz e conduz a consequências negativas para as populações aquáticas (Lehtiniemi et al., 2005). O azoto e fósforo são nutrientes provenientes, quer de efluentes urbanos, quer de escoamentos agrícolas. Para além da matéria orgânica e dos nutrientes referidos, as águas residuais urbanas poderão também conter vários microrganismos patogénicos e compostos tóxicos potencialmente mutagénicos ou cancerígenos (Metcalf & Eddy, 2003).

O tratamento das águas residuais urbanas é materializado em estações de tratamento de águas residuais (ETAR). As ETAR podem socorrer-se de inúmeros processos de tratamento distintos, consoante os objetivos de qualidade, sendo o de lamas ativadas o mais utilizado. Neste processo biológico, o oxigénio fornecido pelo sistema de arejamento implementado é utilizado para a remoção da matéria orgânica, potenciando também a conversão de azoto amoniacal em nitratos, designada por nitrificação. Na ausência de oxigénio molecular, ou seja, sob condições anóxicas, ocorre a desnitrificação, em que os nitratos formados anteriormente são convertidos em azoto molecular e este é libertado para a atmosfera. Há várias configurações do processo de lamas ativadas orientadas para a remoção de azoto, englobadas nos processos de remoção biológica de nutrientes (RBN), que incluem as condições aeróbias e anóxicas necessárias para a nitrificação e desnitrificação, respetivamente. Por outro lado, estas são também capazes de ocorrer simultaneamente no mesmo volume de reator, num processo denominado de nitrificação e desnitrificação simultânea.

O reconhecimento de que as diversas interações ou reações ocorrem simultaneamente durante o tratamento de águas residuais teve um grande impacto, exigindo-se cada vez mais que, na conceção de um reator biológico, se integrem as múltiplas reações envolvidas, em vez de compartimentá-las, como se fazia no passado (Grady, 1999). Com esse objetivo, foi desenvolvida, especialmente a partir dos anos 70 e 80, a simulação dinâmica deste tipo de processo, que permite integrar um conjunto significativo das reações que ocorrem em

simultâneo. Esta abordagem baseia-se em modelos matemáticos que incluem as análises estequiométricas e cinéticas das reações e tem sido largamente utilizada como uma ferramenta valiosa para a análise e desempenho de uma ETAR (Van Loosdrecht et al., 2015). Os modelos mais conhecidos para a simulação de um processo de lamas ativadas pertencem à família ASM (*Activated Sludge Model*), existindo vários programas de *software* que os utilizam, como o GPS-X, BioWin, WEST, ASIM, entre outros.

A presente dissertação tem como objetivo principal a remoção de azoto através do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea, do efluente produzido pela ETAR da Base Aérea nº 5, localizada no concelho de Monte Real, em Leiria, a fim de atender ao limite imposto por lei. Para simular o comportamento da ETAR, recorreu-se ao programa ASIM incorporando o modelo ASM1. O sucesso de tal operação poderá conduzir a um efeito secundário benéfico, nomeadamente a redução do fornecimento de oxigénio pelo sistema de arejamento instalado na ETAR, com a consequente redução dos custos energéticos associados.

## 2. Revisão bibliográfica

### 2.1. Caracterização das águas residuais urbanas

As águas residuais urbanas são provenientes das atividades humanas que utilizam a água como recurso e, de acordo com o decreto-lei nº152/97, de 19 de junho, podem ser domésticas (provindo essencialmente de zonas residenciais), ou a mistura destas com águas residuais industriais (resultantes de atividades industriais), ou ainda com águas pluviais. Se os constituintes destas águas não forem removidos antes de serem descarregados no meio recetor, poderão contribuir para potenciais problemas de saúde pública e para o ambiente em geral.

A matéria orgânica, que é o principal poluente das águas residuais urbanas, é constituída por matéria biodegradável e não biodegradável, sendo caracterizada normalmente através dos seguintes parâmetros (EPA, 1997; ERSAR, 2016):

- Carência Bioquímica de Oxigénio (CBO): corresponde à quantidade de oxigénio utilizada por processos biológicos para a degradação ou oxidação de matéria orgânica presente numa amostra de água residual. O valor da CBO fornece uma medida dos compostos orgânicos biodegradáveis, sendo normalmente expresso em mg/L. A sua determinação é normalmente efetuada a uma temperatura de 20°C e num tempo de incubação de 5 dias, designando-se por isso de CBO<sub>5</sub>;

- Carência Química de Oxigénio (CQO): corresponde à quantidade de oxigénio utilizada para oxidar quimicamente a matéria oxidável, orgânica e inorgânica, presente numa amostra de água residual, sendo também normalmente expressa em mg/L. O dicromato de potássio é o agente oxidante utilizado. Apesar da vantagem associada ao tempo necessário para a sua determinação (poucas horas), não é capaz de diferenciar entre matéria orgânica biodegradável e não biodegradável.

Os valores da CQO são sempre superiores aos da CBO, sendo possível estabelecer uma relação entre estes dois parâmetros, a qual permite avaliar a adequabilidade dos processos biológicos (ERSAR, 2016):

- $CBO/CQO > 0,5$ : a fração biodegradável é elevada e, por isso, é um bom indicador relativamente à utilização do tratamento biológico;
- $0,3 < CBO/CQO < 0,5$ : a fração não biodegradável ou inerte é significativa, sendo necessário realizar ensaios de biodegradabilidade para determinar se é viável o recurso a processos biológicos;
- $CBO/CQO < 0,3$ : a fração inerte é muito elevada, sendo de admitir que o recurso a processos biológicos é muito limitado.

Os sólidos presentes na água residual podem estar dissolvidos e, ou em suspensão, sendo estes últimos caracterizados pelo parâmetro sólidos suspensos totais (SST). Parte dos SST é constituída pelos sólidos suspensos voláteis (SSV), cuja matéria orgânica é volatilizável,

ou seja, pode ser convertida em gás através de combustão (Sperling, 2007).

Poderá também justificar-se a determinação das concentrações de azoto (N) e de fósforo (P), nomeadamente  $N_{TOTAL}$  e  $P_{TOTAL}$ . Estes nutrientes podem ser divididos em compostos orgânicos ou inorgânicos. O  $N_{TOTAL}$  é um parâmetro que engloba todos os compostos azotados e inclui o azoto Kjeldahl (azoto orgânico e amoniacal), nitritos e nitratos. O  $P_{TOTAL}$  representa a soma de ortofosfatos, polifosfatos e fosfatos orgânicos (EPA, 1997). De acordo com o decreto-lei nº 152/97, de 19 de junho, o método de referência de medição de  $N_{TOTAL}$  e de  $P_{TOTAL}$  é a espectrofotometria de absorção molecular.

Os parâmetros anteriores obedecem a limites de descarga de acordo com o referido decreto-lei, os quais se resumem na Tabela 2.1. Importa referir que os limites de descarga impostos aos nutrientes azoto e fósforo são definidos para zonas sensíveis sujeitas a eutrofização, consoante a dimensão da população.

Tabela 2.1 - Valores limite de descarga de acordo com o decreto-lei nº152/97, de 19 de junho.

| Parâmetro        | Concentração máxima               |
|------------------|-----------------------------------|
| CBO <sub>5</sub> | 25 mg/L O <sub>2</sub>            |
| CQO              | 125 mg/L O <sub>2</sub>           |
| SST              | 35 mg/L                           |
| $N_{TOTAL}$ *    | 15 mg/L N (10 000 – 100 000 e.p.) |
|                  | 10 mg/L N (mais de 100 000 e.p.)  |
| $P_{TOTAL}$ *    | 2 mg/L P (10 000 – 100 000 e.p.)  |
|                  | 1 mg/L P (mais de 100 000 e.p.)   |

\* Parâmetros estabelecidos para zonas sensíveis sujeitas à eutrofização.

É de salientar que as águas residuais urbanas poderão igualmente conter metais pesados, bem como outros produtos tóxicos, que poderão limitar a prossecução dos processos biológicos.

## 2.2. Tratamento biológico das águas residuais urbanas

O tratamento das águas residuais urbanas é realizado principalmente por microrganismos, os quais utilizam a matéria orgânica e os nutrientes para garantir o funcionamento e a manutenção das suas atividades celulares essenciais (metabolismo). Devido ao papel que as enzimas desempenham no metabolismo microbiano, os compostos orgânicos e inorgânicos também são denominados de substratos, pelo que se pode referir a remoção destes poluentes como utilização de substrato (Grady, 1999). É importante saber o papel que o substrato desempenha nos mecanismos metabólicos envolvidos, nomeadamente na biossíntese e na manutenção dos diferentes componentes celulares (Orhon & Artan, 1994).

A biossíntese consiste na multiplicação da massa celular e consequente aumento da biomassa no sistema. O substrato serve como fonte de carbono e de energia, sendo também necessário um recetor exógeno ou terminal de eletrões para que o processo possa ocorrer. As reações que ocorrem entre o recetor de eletrões e o substrato que atua como fonte de energia são de oxidação-redução, em que o oxidante (recetor de eletrões) aceita eletrões do substrato (dador de eletrões), ficando o primeiro reduzido e o último oxidado. Esta transferência de eletrões tem como resultado a libertação de subprodutos (por exemplo,  $\text{CO}_2$ ) e de energia. A energia libertada será depois utilizada pelos microrganismos para o consumo e assimilação do substrato que serve como fonte de carbono, ocorrendo a biossíntese (Côrte-Real et al., 2003; Orhon & Artan, 1994; Sperling, 2007).

As bactérias constituem a população mais ativa e predominante da vasta comunidade microbiológica existente num sistema de tratamento de águas residuais, e são classificadas de acordo com as fontes de energia e de carbono, bem como de acordo com o recetor de eletrões que utilizam. É de salientar que a biossíntese também requer a presença e assimilação de uma fonte de azoto, que inicialmente se encontra na forma inorgânica e passa a orgânica (Orhon & Artan, 1994). De um modo geral, a remoção de 100 g de  $\text{CBO}_5$  requer a assimilação de 5 g de azoto (a massa de azoto assimilada representa 5% da massa de  $\text{CBO}_5$  consumida) (Henze et al., 1996; citado por Choubert et al., 2008).

Para além da biossíntese, a manutenção celular é o outro mecanismo metabólico presente, que envolve as funções de transporte ativo de substâncias e de resíduos para dentro e fora da célula, respetivamente, e as funções de trabalho mecânico, tais como mobilidade celular e regulação osmótica. Estas funções requerem energia e, por isso, a energia libertada durante as reações de oxidação-redução entre o oxidante e o substrato tem de ser distribuída a fim de satisfazer as necessidades da biossíntese e da manutenção celular. Uma vez que a prioridade da célula é garantir as funções básicas da manutenção celular, poderá não haver energia suficiente para a biossíntese. Por conseguinte, no caso de falta de substrato, se o fornecimento de energia decrescer até ao ponto de não garantir a manutenção celular, a própria biomassa torna-se no novo substrato, entrando em metabolismo ou respiração endógena. Todas as necessidades energéticas terão de ser garantidas através da respiração endógena até se esgotarem as reservas orgânicas da célula, sendo estas libertadas como  $\text{CO}_2$ , e posteriormente causando a deterioração ou decaimento da biomassa (Grady, 1999; Orhon & Artan, 1994). Este decaimento envolve também outros mecanismos responsáveis pela perda de massa celular, nomeadamente a lise celular e a predação que existe entre os diferentes tipos de microrganismos.

A Figura 2.1. esquematiza o funcionamento básico do metabolismo microbiano que ocorre no tratamento de águas residuais urbanas.

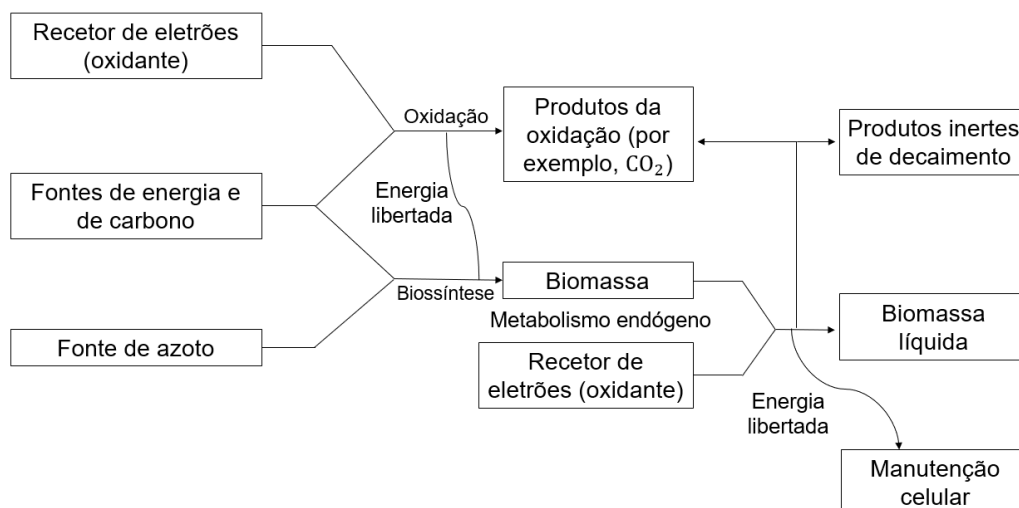


Figura 2.1 – Representação esquemática do metabolismo microbiano (adaptado de Orhon e Artan, 1994)

### 2.2.1. Remoção de matéria orgânica

O objetivo principal do tratamento de águas residuais urbanas é a remoção do carbono presente na matéria orgânica, sendo esta geralmente representada pelos parâmetros CBO<sub>5</sub> ou CQO, como anteriormente referido. De acordo com a sua biodegradabilidade, a matéria orgânica, medida em termos da CQO, pode ser dividida em compostos biodegradáveis e não biodegradáveis (ou inertes), os quais, por sua vez, podem ser subdivididos em componentes solúveis e particulados. De acordo com a natureza de cada um, estes componentes podem ainda ser fracionados em constituintes mais específicos. A biomassa ativa, que se apresenta na forma particulada nas águas residuais, também é medida em termos da CQO (Ekama et al., 1986; Jeppsson, 1996). O fracionamento da CQO encontra-se resumido na Figura 2.2.

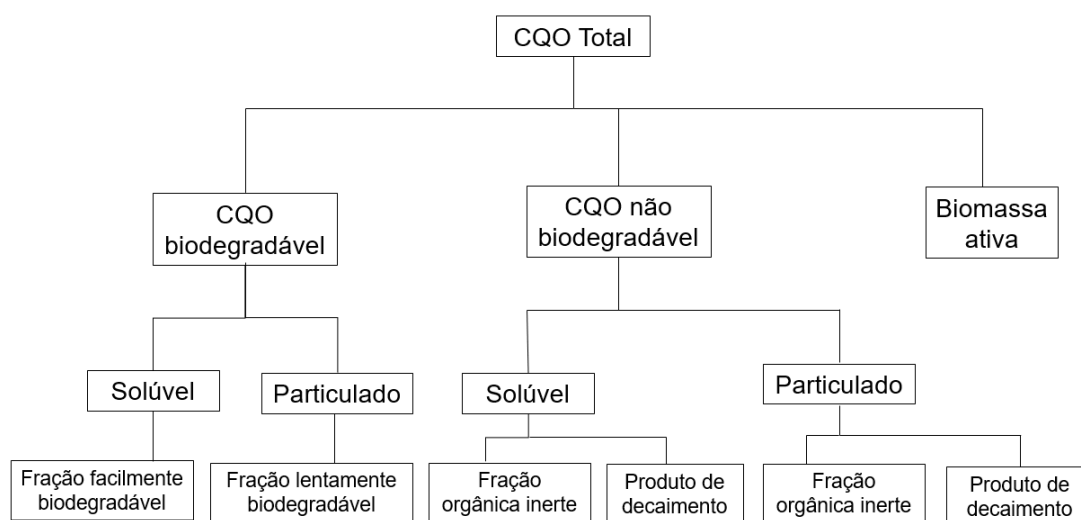
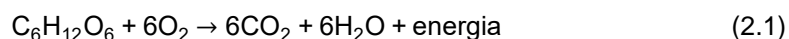


Figura 2.2 - Fracionamento de CQO nas águas residuais (adaptado de Ekama et al., 1986)



No que se refere à matéria orgânica biodegradável, a fração facilmente biodegradável é um substrato solúvel de baixo peso molecular, que pode ser diretamente metabolizado pelos microrganismos. A fração lentamente biodegradável também pode ser consumida pela biomassa ativa, porém, devido às suas grandes dimensões, tem de sofrer primeiro reações de hidrólise por ação de enzimas extracelulares, resultando num substrato solúvel (Wilén, 1995). A biomassa ativa é o principal componente da matéria particulada no tratamento de águas residuais, e é sustentada pela utilização da CQO biodegradável como fonte de energia e de carbono (Orhon & Artan, 1994). No caso dos componentes não biodegradáveis ou inertes, estes não sofrem transformações ao longo do tratamento de águas residuais: enquanto as frações solúveis não biodegradáveis permanecem no efluente tratado, a matéria particulada é separada da água residual por ação da gravidade. A matéria proveniente do decaimento da biomassa é inerte, apresentando-se maioritariamente na forma particulada (a fração solúvel é pouco significativa) (Henze et al., 2000).

A matéria orgânica é degradada pelas bactérias heterotróficas, sendo o substrato utilizado como fonte de carbono e de energia. Na presença de oxigénio molecular ( $O_2$ ), o qual atua como agente oxidante, a remoção do substrato é realizada através de um processo denominado respiração aeróbia, que consiste na oxidação da matéria orgânica e na consequente libertação de energia e produtos inertes, nomeadamente dióxido de carbono ( $CO_2$ ) e água ( $H_2O$ ). Parte da energia libertada é utilizada para a manutenção celular, enquanto a restante é utilizada para a biossíntese. A equação (2.1) descreve o processo de respiração aeróbia, em que a glicose ( $C_6H_{12}O_6$ ), sendo um dos substratos mais frequentemente utilizados para estudar o metabolismo heterotrófico, é aqui utilizada para representar a matéria orgânica (Jurtshuk, 1996).



### 2.2.2. Remoção de azoto

Tal como a matéria orgânica, o azoto orgânico encontra-se dividido em material biodegradável e não biodegradável, os quais, por sua vez, podem ser fracionados em frações solúveis e particuladas. A concentração dos compostos não biodegradáveis é pouco significativa em relação à dos biodegradáveis e, por isso, pode ser ignorada (Orhon & Artan, 1994). Para além daqueles, está igualmente presente azoto sob a forma de amoníaco ( $NH_3$ ) e de ião amónio ( $NH_4$ ), constituindo a fração azoto amoniacal presente nas águas residuais. A fração constituída por azoto orgânico e amoniacal é determinada pelo parâmetro azoto Kjeldahl total (na terminologia anglo-saxónica, *total Kjeldahl nitrogen* - TKN), frequentemente expresso em mg/L N (Orhon & Artan, 1994). O fracionamento do TKN encontra-se esquematizado na Figura 2.3.

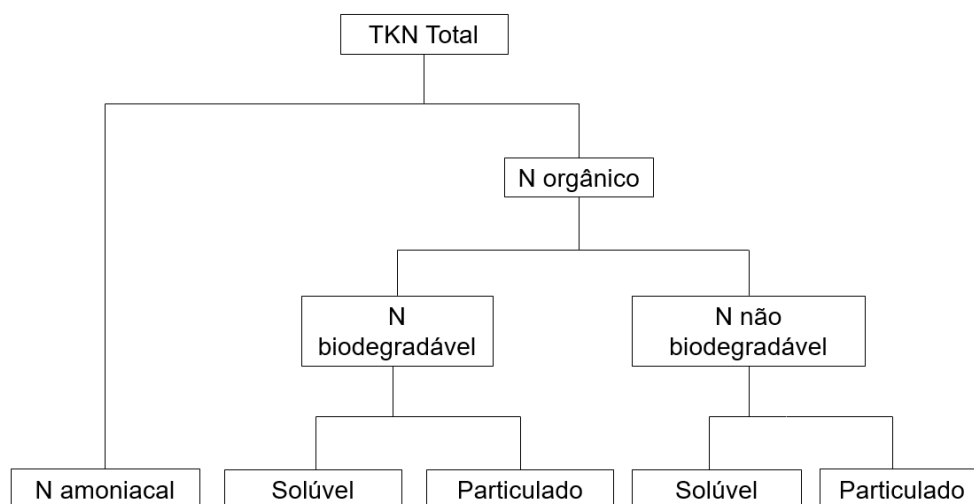


Figura 2.3 – Fracionamento de TKN nas águas residuais (adaptado de Orhon e Artan, 1994).

O azoto é um dos nutrientes essenciais para o bom funcionamento dos organismos e existe naturalmente na forma de compostos com uma valência que varia entre -3 e +5. As transformações dos compostos de azoto resultantes de trocas de valência estão associadas com as atividades metabólicas realizadas por diferentes tipos de organismos, constituindo o ciclo do azoto (ERSAR, 2016), tal como esquematizado na Figura 2.4.

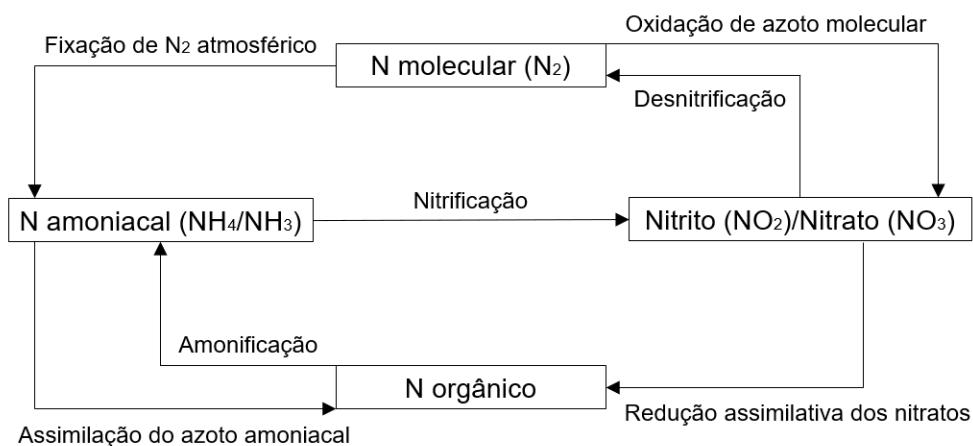


Figura 2.4 – Ciclo do azoto (adaptado de ERSAR, 2016)

As transformações bioquímicas mais importantes dos compostos azotados presentes nas águas residuais incluem a amonificação, a nitrificação e a desnitrificação.

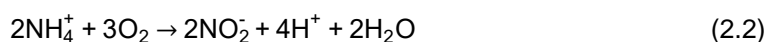
### 2.2.2.1 Amonificação

A amonificação consiste na conversão do azoto orgânico biodegradável solúvel em azoto amoniacal, sendo parte deste assimilado pelos microrganismos. O azoto orgânico biodegradável particulado contribui igualmente para a formação de azoto amoniacal, porém tem primeiro de ser

solubilizado através de reações de hidrólise. Em geral, a amonificação não altera a concentração de TKN na água residual, não consome oxigênio, e ocorre logo na rede de drenagem, prosseguindo depois na ETAR. No final dos processos de tratamento biológicos, independentemente da tecnologia utilizada, a quantidade de azoto orgânico é pouco significativa (Sperling, 2007).

#### **2.2.2.2 Nitrificação**

A nitrificação consiste na oxidação sequencial do azoto amoniacal não assimilado em nitrito ( $\text{NO}_2$ ) e em nitrato ( $\text{NO}_3$ ), sendo este último a forma mais oxidada de azoto presente nas águas residuais. Estas reações são realizadas pela ação de bactérias autotróficas aeróbias designadas nitrificantes, que utilizam  $\text{CO}_2$  como fonte de carbono (ERSAR, 2016). O processo de nitrificação envolve duas etapas sucessivas, sendo  $\text{NO}_2$  produzido como intermediário, pois nenhuma bactéria é capaz de oxidar diretamente  $\text{NH}_4$  em  $\text{NO}_3$  (Orhon & Artan, 1994). No primeiro passo da nitrificação, as bactérias nitrificantes oxidam azoto amoniacal a nitrito de acordo com a equação (2.2)



As bactérias envolvidas nesta reação são principalmente do género *Nitrosomonas*, apesar de outros géneros serem também capazes de oxidar o azoto amoniacal, como *Nitrosococcus* e *Nitrosospira* (Watson et al., 1981). A última etapa da nitrificação consiste na oxidação de nitrito a nitrato, segundo a equação (2.3)

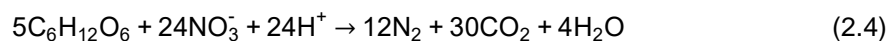


As bactérias do género *Nitrobacter* são as mais associadas a esta etapa, podendo também ocorrer outros géneros, tais como *Nitrospina*, *Nitrococcus* e *Nitrospira* (Watson et al., 1981).

Na nitrificação, não há remoção de azoto (o  $\text{N}_{\text{TOTAL}}$  permanece igual) pois a quantidade de nitritos e de nitratos formada é igual à quantidade de azoto amoniacal oxidada (Sperling, 2007). A oxidação completa de 1 g de azoto amoniacal a nitrato requer um total de 4,57 g de  $\text{O}_2$ . A alcalinidade, expressa em carbonato de cálcio ( $\text{CaCO}_3$ ), é outro fator importante que pode condicionar o processo de nitrificação. Devido à libertação de protões ( $\text{H}^+$ ) que ocorre durante a degradação do azoto amoniacal, o processo consome uma alcalinidade equivalente à quantidade de protões libertada, potencialmente baixando o pH até valores em que a própria nitrificação poderá ser inibida. Neste caso, poderá ser necessário adicionar produtos químicos (por exemplo, cal) para manter níveis adequados de pH (Henze et al., 2000). Estima-se um consumo de cerca de 7 g de  $\text{CaCO}_3$  por 1 g de azoto amoniacal oxidado. Ainda outros fatores que influenciam a nitrificação são a temperatura e a presença de compostos inibidores (Orhon & Artan, 1994).

### 2.2.2.3 Desnitrificação

As bactérias heterotróficas conseguem degradar a matéria orgânica na ausência de O<sub>2</sub>, mas requerem a presença de compostos inorgânicos como NO<sub>3</sub>, sulfato (SO<sub>4</sub>) e carbonato (CO<sub>3</sub>), que atuam como os novos recetores de eletrões (oxidantes). Este processo é designado respiração anóxica (Côrte-Real et al., 2003; Orhon & Artan, 1994). A desnitrificação é um tipo de respiração anóxica, em que as chamadas bactérias desnitrificantes utilizam NO<sub>3</sub> para a oxidação da matéria orgânica, com consequente formação de azoto molecular (N<sub>2</sub>). Esta reação está exemplificada na equação (2.4)



As bactérias mais importantes na desnitrificação são do género *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Achromobacter* e *Thiobacillus desnitrificans* (ERSAR, 2016).

Todas as bactérias desnitrificantes podem ser aeróbias, mas nem todas as bactérias aeróbias são desnitrificantes, com algumas bactérias heterotróficas sendo aeróbias facultativas. Neste caso, uma vez que o oxigénio molecular é o oxidante mais forte, é utilizado preferencialmente por estes microrganismos. Só quando não há mais oxigénio, é que o nitrato passa a ser o oxidante.

A desnitrificação resulta na remoção eficaz do azoto das águas residuais, pois o azoto formado a partir da redução de nitrato é libertado para a atmosfera, causando uma diminuição significativa de N<sub>TOTAL</sub>. Como se observa na equação (2.4), na desnitrificação há consumo de prótons (H<sup>+</sup>) e, consequentemente, o pH da água residual tenderá a aumentar. Este efeito é contrariado pelo consumo de alcalinidade ocorrido na nitrificação (Orhon e Artan, 1994).

As quantidades de azoto e matéria orgânica expressa quer em CQO, quer em CBO, estão relacionadas pela razão carbono/azoto (C/N), que tem um grande efeito na eficiência da desnitrificação. Estequiometricamente, a redução de 1 g de nitrato a azoto gasoso requer cerca de 2,86 g de CQO. No entanto, na prática, verifica-se um consumo de CQO entre 3,5 e 4,5 g, podendo chegar a valores ainda mais elevados (Isaacs & Henze, 1995).

## 2.3. Descrição geral de uma ETAR

Uma ETAR inclui normalmente, uma linha associada ao tratamento da fase líquida e outra para o tratamento dos subprodutos ou lamas resultantes da primeira. A linha de tratamento da fase líquida inclui, geralmente, quatro etapas: tratamento preliminar, primário, secundário e terciário. O tratamento preliminar consiste na gradagem de sólidos de maiores dimensões e na remoção de areias e de gorduras através das operações de desarenamento e desengorduramento, respetivamente. O tratamento primário envolve uma operação de sedimentação, onde parte dos sólidos presentes na água residual é separada por ação da

gravidade. Os sólidos que não sedimentaram, bem como a matéria coloidal, são tratados biologicamente no tratamento secundário. Por fim, as águas residuais poderão ser submetidas a uma desinfecção (tratamento terciário), que elimina maioritariamente os microrganismos patogénicos (ERSAR, 2016). Uma linha de tratamento de lamas completa inclui as fases de espessamento, estabilização e desidratação. As operações de espessamento e de desidratação têm por objetivo a remoção de uma fração significativa de água.

O tratamento secundário da ETAR é o foco principal do tratamento das águas residuais, pois é onde ocorre a remoção da matéria orgânica e dos nutrientes pelas populações microbianas. Este tratamento biológico pode utilizar tanto tecnologias baseadas em biomassa fixa, como em biomassa suspensa.

O tratamento por biomassa fixa caracteriza-se pela capacidade de os microrganismos aderirem a um meio de suporte, como pedras ou materiais plásticos ou cerâmicos, formando uma estrutura biologicamente organizada designada por biofilme. Este biofilme interage com a água residual, fixando e removendo os poluentes constituintes da mesma. Discos biológicos, leitos percoladores e biofiltros são três configurações conhecidas deste tipo de tratamento (Frazão, 2015).

O tratamento por biomassa suspensa consiste na degradação dos poluentes por microrganismos que estão em suspensão na água residual, sendo o processo de lamas ativadas o exemplo mais típico deste tipo de tratamento (Frazão, 2015).

## **2.4. Processo de lamas ativadas**

O processo de lamas ativadas foi desenvolvido por Edward Arden e William Lockett, em 1914, na cidade de Manchester, Inglaterra. O termo “lamas ativadas” refere-se ao conjunto de flocos biológicos formados através do arejamento da água residual na presença de microrganismos aeróbios e removidos por sedimentação gravítica. Arden e Lockett descobriram que a reintrodução destas lamas em amostras de água residual aumentava a eficiência de tratamento enquanto o tempo de arejamento necessário era reduzido de algumas semanas para menos de um dia. Atualmente, é a tecnologia mais aplicada no tratamento secundário das ETAR domésticas e industriais, a nível mundial (Orhon & Artan, 1994).

### **2.4.1. Descrição geral do processo de lamas ativadas**

O processo de lamas ativadas é essencialmente constituído por um reator biológico e uma operação de separação sólido-líquido, que são materializados por um tanque equipado com um sistema de arejamento e um decantador secundário, respetivamente, como se observa na Figura 2.5. No primeiro órgão, o sistema de arejamento fornece o oxigénio necessário à degradação da matéria orgânica, permitindo, em simultâneo, manter o conteúdo do reator em suspensão, a fim de promover o máximo contacto entre a cultura mista de microrganismos, ou

biomassa ativa, e a água residual a tratar (FAO, 1992). Os processos que ocorrem no reator biológico dão origem a lamas constituídas por um conjunto de flocos biológicos, consistindo numa mistura complexa de microrganismos, células mortas e outros materiais particulados orgânicos e inorgânicos (Wilén, 1995).

A designação de “lamas ativadas” advém do facto de a biomassa ativa consistir geralmente em bactérias, fungos, protozoários e rotíferos. Estes, por sua vez, são compostos por 70 a 90% de matéria orgânica e 10 a 30% de matéria inorgânica (Cheremisinoff, 1996). No decantador secundário, ocorre a separação gravítica sólido-líquido entre as lamas ativadas e o efluente tratado, sendo as primeiras - denominadas também de secundárias - sedimentadas no fundo do órgão e o último recolhido no topo. A fim de se obter uma eficiência elevada de degradação de poluentes, é necessário manter uma determinada concentração de microrganismos no reator biológico, que é suportada pela recirculação das lamas ativadas desde o fundo do decantador secundário de volta ao reator.

A mistura da água residual com as lamas ativadas denomina-se licor misto e a sua concentração, em termos de sólidos suspensos totais, é medida pelo parâmetro matéria suspensa (MS) – na terminologia anglo-saxónica, *mixed liquor suspended solids* (MLSS). A concentração da biomassa ativa, que constitui uma fração de MS, é determinada pela matéria volátil suspensa (MVS) – na terminologia anglo-saxónica, *mixed liquor volatile suspended solids* (MLVSS) (Ariscrisnã, 2012). Devido ao crescimento constante dos microrganismos, são produzidas lamas em excesso que terão de ser removidas do sistema através de uma purga, seguindo depois para a sua linha de tratamento. Esta purga de lamas pode ser feita a partir do fundo do decantador secundário ou diretamente do reator biológico (WEF, 2003).

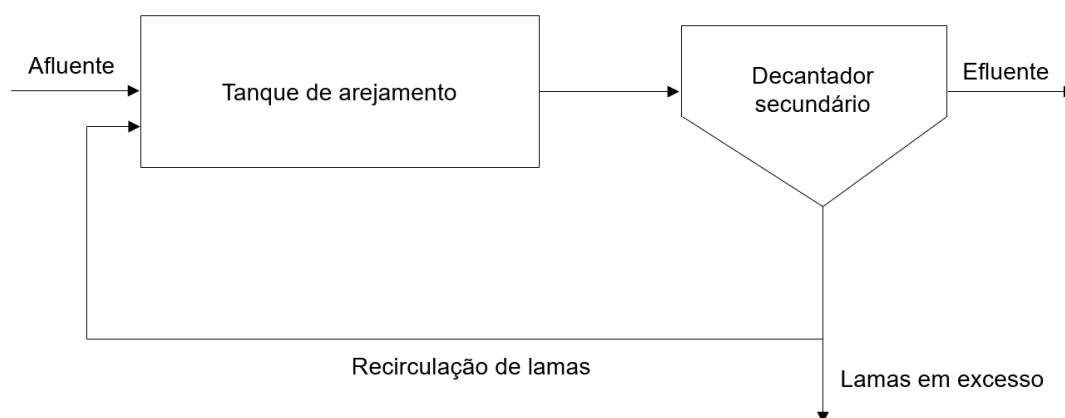


Figura 2.5 – Representação esquemática do processo de lamas ativadas

#### 2.4.2. Principais parâmetros associados ao processo de lamas ativadas

O funcionamento adequado de um processo de lamas ativadas requer o conhecimento sobre a relação entre os parâmetros biológicos e físicos que influenciam as condições de tratamento das águas residuais e de sedimentação das lamas e, consequentemente, a eficiência

do sistema. Os principais parâmetros incluem o tempo de retenção hidráulico, MS e MVS, carga mássica, idade de lamas, índice volumétrico de lamas, recirculação de lamas e oxigénio dissolvido.

#### **2.4.2.1 Tempo de retenção hidráulico**

O tempo de retenção hidráulico (TRH), normalmente expresso em horas, é o tempo que a água residual permanece no reator biológico e é calculado através da equação (2.5)

$$TRH = \frac{V}{Q} * 24 \quad (2.5)$$

na qual TRH é o tempo de retenção hidráulico (h), V é o volume do (m<sup>3</sup>) e Q é o caudal afluente à ETAR (m<sup>3</sup>/d).

#### **2.4.2.2 MS e MVS**

A concentração da matéria em suspensão (MS), medida normalmente em mg/L ou kg/m<sup>3</sup>, é utilizada para calcular parâmetros fundamentais para o controlo do processo de lamas ativadas, nomeadamente a carga mássica e idade de lamas, e é ajustada pelo caudal das lamas em excesso removidas na purga. Se for necessário mais ou menos MS no reator biológico, o caudal de lamas em excesso é reduzido ou aumentado, respetivamente (MDEQ, 2008; Spellman, 2003).

Os valores de MS devem ser obtidos tanto no reator biológico, como na recirculação de lamas ativadas após a sua passagem pelo decantador secundário. Na primeira unidade, a recolha de amostras deve ser feita durante o funcionamento da operação de arejamento, quando as lamas apresentam uma concentração homogénea no reator. A recolha de amostras das lamas recirculadas pode ser realizada na tubagem que liga o decantador secundário ao reator biológico, por picagem (Sardinha, 2018).

A concentração de MS inclui matéria orgânica e inorgânica, com a primeira sendo parcialmente constituída por biomassa ativa, obtida através da matéria volátil suspensa (MVS). A determinação de MVS pode ser realizada no laboratório, aquecendo uma amostra seca de MS numa mufla a 550°C. O material que permanece na amostra a esta temperatura constitui a fração inorgânica de MS, sendo então possível estimar a concentração de biomassa ativa presente na mesma amostra (MDEQ, 2008). A MVS geralmente constitui 70 a 80% da MS (Mano, 2017).

#### **2.4.2.3 Carga mássica**

A carga mássica ou F/M (*Food to Microorganisms ratio*) traduz a relação entre a quantidade de substrato (expressa em CBO ou CQO) que entra no reator biológico e a quantidade de sólidos suspensos (expressa em MS ou MVS) presente no mesmo. O equilíbrio entre os microrganismos e o alimento que lhes é disponibilizado, controlado por este parâmetro, é alcançado pelo ajustamento da purga de lamas (Gray, 2004). A carga mássica pode ser calculada através da equação (2.6)

$$\frac{F}{M} = \frac{S \cdot Q}{MVS \cdot V} \quad (2.6)$$

na qual  $F/M$  é a carga mássica ( $\text{kg CBO}_5/\text{kg MVS.dia}$ ),  $S$  é a concentração de substrato ( $\text{kg/m}^3$ ),  $Q$  é o caudal afluente à ETAR ( $\text{m}^3/\text{dia}$ ),  $MVS$  é a concentração de matéria volátil suspensa no reator ( $\text{kg/m}^3$ ).

#### **2.4.2.4 Idade de lamas**

A idade de lamas é o parâmetro mais frequentemente utilizado para o controlo do processo de lamas ativadas, sendo definido como o tempo médio, em dias, que os sólidos suspensos e a biomassa permanecem no sistema (Metcalf & Eddy, 2003). Este parâmetro está intimamente relacionado com a constituição da comunidade microbológica das lamas e tem um grande efeito nos processos presentes no sistema, nomeadamente na nitrificação, sendo o fator chave para o controlo da produção de biomassa (Amanatidou et al., 2015). A idade de lamas é controlada pela purga de lamas e pode ser calculada através da equação (2.7)

$$\Theta = \frac{V \cdot MS}{P_x} \quad (2.7)$$

na qual  $\Theta$  é a idade de lamas (dias),  $V$  é o volume do reator ( $\text{m}^3$ ),  $MS$  é a concentração de sólidos suspensos no reator ( $\text{kg/m}^3$ ) e  $P_x$  é a quantidade produzida de lamas em excesso ( $\text{kg/dia}$ ).

A equação (2.7) traduz a relação entre as lamas presentes no reator e as lamas que devem sair do sistema, para se manter o equilíbrio entre os sólidos formados e os sólidos removidos (Orhon e Artan, 1994).

#### **2.4.2.5 Índice volumétrico de lamas**

A sedimentabilidade das lamas ativadas é um fator crítico no desempenho do decantador secundário, sendo frequentemente quantificada pelo índice volumétrico de lamas (IVL) (Rogensues, 2016). Este é também um instrumento valioso na determinação do caudal de recirculação de lamas necessário para evitar a acumulação de lamas no decantador secundário (Wilen, 1995). O IVL é definido como o volume (em ml) que é ocupado por 1 grama de sólidos suspensos após um período de sedimentação de 30 minutos, mas pode também ser determinado através da equação (2.8)

$$IVL = \frac{SS_{30} \cdot 1000}{MS} \quad (2.8)$$

na qual IVL é o índice volumétrico de lamas ( $\text{ml/g}$ ),  $SS_{30}$  é o volume de sólidos sedimentados num período de 30 minutos ( $\text{ml/l}$ ) e  $MS$  é a concentração dos sólidos suspensos no licor misto ( $\text{mg/L}$ ).



O IVL é inversamente proporcional à compactação das lamas, ou seja, quanto mais compactas ou sedimentáveis estas forem, menor é o IVL. Os muitos estudos publicados e manuais de operação estabelecem diferentes faixas de valores de IVL para o grau de sedimentação das lamas, pois cada ETAR é operada com características distintas e o IVL ótimo difere entre elas (Jenkins et al, 2004). A Tabela 2.2 apresenta os valores de IVL associados à capacidade de sedimentação das lamas de acordo com Gray (2004).

Tabela 2.2 – Valores de IVL associados à capacidade de sedimentação das lamas.

| <b>Sedimentabilidade das lamas</b> | <b>IVL (ml/g)</b> |
|------------------------------------|-------------------|
| Excelente                          | ≤ 80              |
| Boa                                | 80 - 120          |
| Fraca                              | > 120             |

As lamas com um IVL igual ou inferior a 80 ml/g, apesar de apresentarem uma excelente sedimentabilidade no decantador secundário, poderão causar problemas associados à turvação do efluente tratado, nomeadamente a ocorrência de partículas pequenas, devido à sua rápida sedimentação. As lamas com valores mais altos de IVL sedimentam muito lentamente, apresentando uma pobre compactação, e por essa razão podem também afetar a qualidade do efluente tratado (Jenkins et al, 2004). Normalmente, são consideradas ideais as lamas que apresentam um IVL de 100 ml/g, as quais resultam num efluente de elevada qualidade (MDEQ, 2008).

A Tabela 2.2 indica que a fraca sedimentabilidade das lamas começa a partir de um IVL de 120 ml/g, porém poderá iniciar-se a partir de valores mais altos, como 150 ml/g (Richard, 2003; Wilen, 1995), dependendo das características das lamas e da ETAR.

#### **2.4.2.6 Recirculação de lamas**

A recirculação de lamas, que é a característica essencial do processo de lamas ativadas, consiste no encaminhamento dos sólidos que sedimentam no decantador secundário de volta ao reator biológico, a fim de manter uma determinada concentração de microrganismos no reator biológico. O caudal de recirculação de lamas determina a acumulação das mesmas no decantador secundário, e o seu controlo pode também ser feito com vista a prevenir perda de sólidos para o efluente tratado (Metcalf & Eddy, 2003). Se o caudal for muito baixo, as lamas acumular-se-ão no decantador e poderão ser descarregadas juntamente com o efluente tratado. Por outro lado, se o caudal for muito alto, os tempos de retenção hidráulico e de arejamento no reator biológico diminuem, assim como a eficiência do processo (Spellman, 2003). Este caudal pode ou não ser constante em relação ao caudal afluente à ETAR, dependendo da estratégia utilizada (Kinnear, 2012). Ambos os caudais estão relacionados por uma razão de recirculação que é estabelecida com base nos balanços de massa dos sólidos que entram e saem do decantador secundário (Orhon & Artan, 1994), e é definida pela equação (2.9)

$$R = \frac{Q_R}{Q} \quad (2.9)$$

na qual R é a razão de recirculação de lamas,  $Q_R$  é o caudal de recirculação de lamas, e Q é o caudal afluente à ETAR.

#### **2.4.2.7 Oxigénio dissolvido**

O oxigénio dissolvido é essencial para a respiração dos microrganismos aeróbios presentes no reator biológico, sendo o seu controlo um parâmetro vital no processo das lamas ativadas. A quantidade de oxigénio necessária para sustentar toda a comunidade microbiana depende da quantidade e tipo de poluentes constituintes da água residual e do grau de tratamento desejado (Spellman, 2003). Normalmente, a concentração de oxigénio dissolvido no reator biológico deverá estar compreendida entre 2 e 3 mg/L a fim de garantir condições ótimas de funcionamento. Um excesso de oxigénio no reator não melhora o desempenho dos microrganismos e resulta em custos desnecessários devido ao acréscimo do consumo de energia pelo sistema de arejamento. Por outro lado, oxigénio a menos não satisfaz todas as necessidades metabólicas dos microrganismos, para além de poder causar problemas de sedimentabilidade das lamas no decantador secundário, diminuindo a qualidade do efluente tratado (EPA, 1997).

Se o tratamento incluir os processos de nitrificação e de desnitrificação, a quantidade total de oxigénio necessária (normalmente expressa em kg  $O_2$ /h) é obtida somando as quantidades de oxigénio equivalente à matéria orgânica oxidada (cerca de 1 kg  $O_2$ /kg CBO) e ao azoto amoniacal oxidado na nitrificação (4,57 kg  $O_2$ /kg  $NH_4$ ), e subtraindo a quantidade de oxigénio equivalente à utilização de matéria orgânica para a remoção de nitratos na desnitrificação (2,86 kg  $O_2$ /kg  $NO_3$ ) (Orhon & Artan, 1994). A respiração endógena requer também oxigénio, numa quantidade equivalente à fração orgânica oxidada da biomassa (2 kg  $O_2$ /kg MLSS) (EPA, 1997).

Para além de fornecer oxigénio, o sistema de arejamento tem a função de misturar a água residual com as lamas ativadas para manter a homogeneização do licor misto no reator biológico. O arejamento pode ser realizado por diferentes equipamentos, nomeadamente de ar difuso ou arejadores mecânicos (Ramalho, 2015). No sistema de arejamento por ar difuso, utilizam-se compressores para fornecer ar a pressões baixas aos difusores, os quais depois quebram o caudal de ar em bolhas finas ou grossas no fundo do reator biológico (MDEQ, 2008). A transferência de oxigénio para a água residual a partir deste sistema depende de vários fatores, tais como o tipo, tamanho e forma do difusor, o caudal de arejamento, a profundidade de imersão e a geometria do reator biológico (EPA, 1997). No que diz respeito aos arejadores mecânicos, estes provocam turbulência no reator com o oxigénio atmosférico e promovem um contacto ótimo entre o substrato e os microrganismos. A quantidade de oxigénio fornecida, a agitação e o consumo energético destes arejadores dependem da profundidade de imersão dos mesmos, a qual pode ser controlada elevando ou baixando o arejador ou a altura de lâmina líquida do reator

biológico (EPA, 1997; MDEQ, 2008; Sardinha, 2018).

Uma vez introduzido no reator sob a forma de bolhas de ar, o oxigénio passa para a fase líquida constituída pelo licor misto. Esta transferência de oxigénio é explicada pela teoria dos dois filmes, que assume a existência de uma interface entre a fase gasosa e a fase líquida, com um filme de cada lado. Sendo um gás pouco solúvel, o oxigénio encontra resistência à sua passagem principalmente através do filme líquido (Metcalf & Eddy, 2003). A descrição básica deste fenómeno é dada pela equação (2.10)

$$\frac{dC}{dt} = k_L \cdot a \cdot (C_s - C) \quad (2.10)$$

na qual  $\frac{dC}{dt}$  é a taxa de transferência de oxigénio ( $ML^{-3}T^{-1}$ );  $K_L \cdot a$  é o coeficiente global de transferência de oxigénio ( $T^{-1}$ );  $C_s$  é a concentração de saturação de oxigénio dissolvido no líquido ( $ML^{-3}$ ); e  $C$  é a concentração de oxigénio dissolvido no líquido ( $ML^{-3}$ ).

O produto do coeficiente de transferência de massa do estado gasoso para o líquido ( $K_L$ ) pela superfície específica da interface ( $a$ ) resulta no coeficiente global de transferência de oxigénio ( $K_L \cdot a$ ). O  $K_L \cdot a$  é, portanto, um fator de proporcionalidade que representa a capacidade e eficiência de difusão do oxigénio de um sistema de tratamento biológico aeróbio pois define a velocidade com que o equipamento de arejamento transfere este gás para o licor misto (Ramalho, 2015). Depende de vários fatores, nomeadamente as condições ambientais (por exemplo, temperatura), o grau de turbulência e de agitação, as propriedades físico-químicas do licor misto, o caudal e o equipamento de arejamento, bem como a geometria do reator biológico (EPA, 1997; Makinia & Wells, 2000).

### **2.4.3. Principais regimes do processo de lamas ativadas**

O processo de lamas ativadas pode funcionar em regime de baixa carga ou arejamento prolongado, de média carga ou arejamento convencional, ou de alta carga, o qual é normalmente aplicado em efluentes industriais (EPA, 1997). Estes regimes diferem principalmente com base no tempo de retenção hidráulico, carga mássica e idade de lamas.

O arejamento prolongado não inclui, normalmente, tratamento primário, mas o volume do reator biológico é superior ao utilizado no arejamento convencional, resultando numa carga mássica reduzida e num tempo de retenção hidráulico e idade de lamas elevados. Em consequência, o substrato disponível é completamente metabolizado pela população microbiológica, a qual atinge a fase de respiração endógena. Nesta fase, a fim de garantir a manutenção celular, os microrganismos digerem os seus próprios produtos orgânicos de reserva, sendo estes libertados como  $CO_2$  sem serem utilizados para a produção de biomassa. Isto resulta numa baixa quantidade de lamas produzidas (Davies, 2005; EPA, 1997; Orhon & Artan, 1994). A reduzida fração orgânica remanescente no sistema indica que as lamas estão

estabilizadas, não havendo necessidade de implementar um digestor na sua linha de tratamento (MDEQ, 2008).

No arejamento convencional, as lamas são produzidas em quantidades maiores sob a forma não estabilizada, sendo geralmente necessário instalar um digestor na sua linha de tratamento. Este regime inclui igualmente o tratamento primário. Uma vez que os custos de construção e exploração do arejamento prolongado são mais elevados devido às maiores dimensões do reator biológico e ao maior período de arejamento necessário, respetivamente, o sistema de arejamento convencional torna-se mais apropriado para aglomerados populacionais de maiores dimensões (MDEQ, 2008; Sperling, 2007).

A Tabela 2.3 apresenta os valores dos principais parâmetros associados ao processo de lamas ativadas em regime de arejamento prolongado e em arejamento convencional.

Tabela 2.3 – Valores dos parâmetros de controlo em lamas ativadas nos regimes de arejamento prolongado e convencional

| Regime                  | TRH (horas) | MS (kg/m <sup>3</sup> ) | F/M (kg CBO <sub>5</sub> /kg MVS.d) | Idade de lamas (dias) | R (% de Qmd*) | Período de arejamento (horas) |
|-------------------------|-------------|-------------------------|-------------------------------------|-----------------------|---------------|-------------------------------|
| Arejamento prolongado   | 20 - 30     | 3 - 6                   | 0,05 - 0,15                         | 15 - 30               | 50 - 150      | 18 - 24                       |
| Arejamento convencional | 5 - 14      | 1,5 - 3                 | 0,2 - 0,5                           | 8 - 15                | 50 - 150      | 4 - 8                         |

Qmd\* - Caudal médio diário (m<sup>3</sup>/d).

## 2.5. Processos de remoção biológica de nutrientes (RBN)

O processo de lamas ativadas remove e estabiliza a matéria orgânica com produção de biomassa através do metabolismo realizado pela comunidade microbológica presente no reator. Além disso, este processo é também capaz de remover eficazmente nutrientes, nomeadamente fósforo e azoto. A fim de facilitar a remoção de matéria orgânica e de nutrientes em simultâneo, muitas modificações foram feitas, dando origem aos processos de remoção biológica de nutrientes (RBN). Estes processos são operados sob condições anaeróbias, anóxicas e aeróbias, podendo ser removidos ambos os nutrientes, ou apenas fósforo ou azoto (Lee et al, 2012). Para a remoção de azoto, é requerida uma zona aeróbia (nitrificação) e outra anóxica (desnitrificação), enquanto a remoção de fósforo necessita apenas de uma zona anaeróbia, livre de oxigénio dissolvido e nitratos (EPA, 2007).

O processo de RBN em lamas ativadas mais utilizado para a remoção de azoto, é o de Ludzack-Ettinger modificado, apresentado na Figura 2.8. Consiste em dois reatores em série, com o primeiro garantindo a desnitrificação e o outro permitindo a nitrificação devido às respetivas condições anóxicas e aeróbias formadas. A desnitrificação é assegurada pela recirculação interna de nitratos, que são encaminhados desde o reator aeróbio até ao volume anóxico, e pela matéria orgânica presente na água residual, que é utilizada diretamente como

fonte de carbono e de energia pelas bactérias desnitrificantes. A matéria orgânica apresenta-se em grandes quantidades no início do tratamento secundário, justificando o facto de o reator anóxico situar-se a montante do reator aeróbio e evitando o doseamento de uma fonte exógena de carbono, como metanol ou ácido acético (que resultaria em elevados custos de tratamento). No entanto, este processo tem uma grande desvantagem, nomeadamente a da desnitrificação ser incompleta, pois nem todos os nitratos formados no reator aeróbio são recirculados para a zona anóxica e, conseqüentemente, acabam descarregados no meio recetor. Além disso, a zona anóxica pode tornar-se parcialmente aeróbia devido ao oxigénio presente na recirculação interna de nitratos, diminuindo a sua eficiência (Orhon & Artan, 1994). O caudal de recirculação interna está compreendido entre 100 e 300% do caudal afluyente à ETAR (Mano, 2017).

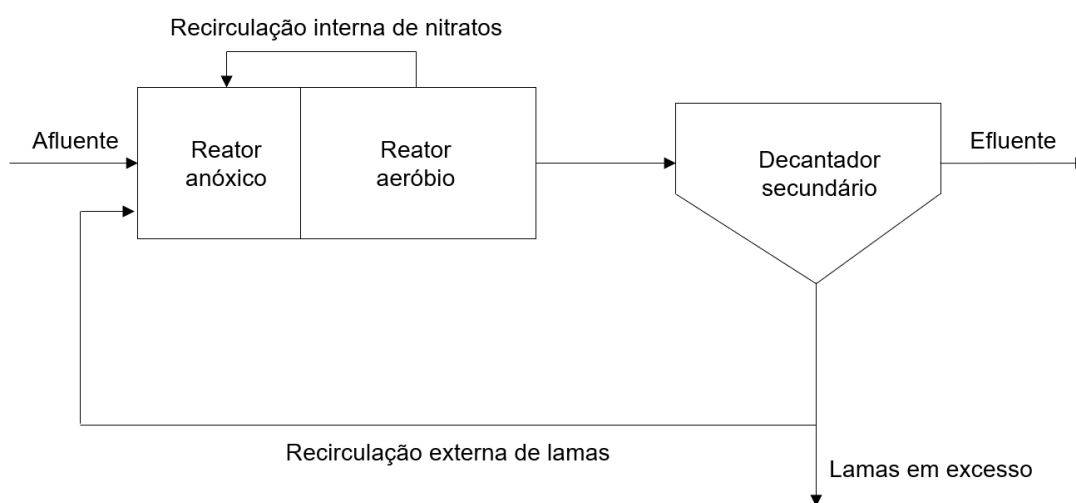


Figura 2.6 – Representação esquemática do processo de Ludzack-Ettinger modificado.

## 2.6. Processo de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS)

A nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS) é uma via pela qual ambos os processos ocorrem simultaneamente no mesmo volume de reator (Gogina & Gulshin, 2016). Num processo de lamas ativadas com arejamento intermitente, o fornecimento descontínuo de oxigénio forma condições aeróbias propícias à nitrificação, seguidas por condições anóxicas sob as quais ocorre a desnitrificação. Este tipo de arejamento pode ser controlado de duas maneiras: quer pelo estabelecimento dos períodos com e sem arejamento, quer pela medição da concentração de azoto amoniacal e de nitratos, ou de oxigénio dissolvido, através de sondas (EAWAG, 2011). Para além de o arejamento intermitente ser capaz de remover simultaneamente a matéria orgânica e o azoto, também reduz os custos energéticos associados ao sistema de arejamento (Berg, 2014).

Os três principais fatores que garantem o processo de NDS são a concentração de oxigénio dissolvido (OD), a idade de lamas e a quantidade de matéria orgânica em relação à quantidade de azoto, avaliada pela razão C/N. Outros aspetos importantes para uma

implementação adequada deste processo são o tempo de retenção hidráulico (TRH) e o pH (Bueno et al., 2018; Dey, 2010; Lim et al., 2019).

A concentração de OD é um fator chave para o desenvolvimento e estabilidade do processo de NDS, pois terá de ser suficiente para a ação das bactérias nitrificantes, mas não poderá ser muito elevada para não pôr em causa a desnitrificação (Bueno et al., 2018). O funcionamento de NDS ainda não é hoje totalmente compreendido, embora haja teorias que tentem explicar este mecanismo. A principal teoria é de natureza física e explica que o processo pode ocorrer como consequência do gradiente de concentração de OD estabelecido pelas limitações de difusão deste gás no interior dos flocos biológicos. Como resultado, as condições observadas na estrutura externa do floco são essencialmente aeróbias, e vão-se tornando anóxicas nas camadas mais internas do mesmo. Assim, as bactérias nitrificantes e desnitrificantes poderão coexistir no mesmo floco, mas em zonas diferentes (Ammary & Radaideh, 2005; Gogina & Gulshin, 2016; Leick et al., 2017). A criação de zonas anóxicas internas do floco é também proporcional ao tamanho do mesmo e, consequentemente, flocos menores contribuirão para uma menor eficiência de NDS (Feng et al., 2011).

No que respeita à idade de lamas, esta tem de ser elevada o suficiente para promover o crescimento eficiente das bactérias nitrificantes, pois estas têm taxas de crescimento inferiores às das heterotróficas (Dey, 2010; Orhon & Artan, 1994).

A quantidade de matéria orgânica (fonte de energia) tem de ser suficiente para que as bactérias heterotróficas desnitrificantes removam quantidades significativas de nitratos (oxidante). Os nitratos são inicialmente formados através da oxidação de azoto amoniacal na presença de oxigénio dissolvido. Paralelamente, este é também utilizado pelas bactérias heterotróficas aeróbias para a oxidação da matéria orgânica, sendo esta consumida rapidamente, com a consequente redução desta fonte de energia para as bactérias desnitrificantes. Em consequência, visto que a desnitrificação só ocorre depois da nitrificação, poderá não haver matéria orgânica suficiente para garantir uma boa eficiência do processo de desnitrificação (Chiu et al., 2007). É assim importante assegurar valores elevados da razão C/N para uma desnitrificação eficiente.

O principal problema que pode ocorrer com o processo de NDS é o *bulking* filamentoso causado pela proliferação de bactérias filamentosas sob baixas concentrações de OD. Este fenómeno resulta na diminuição da capacidade de sedimentação e compactação das lamas, e, consequentemente, da qualidade do efluente tratado (Lemoine & Grelier, 2005; Lever, 2010). O *bulking* das lamas também pode ser causado pela potencial redução de pH através da nitrificação, pois esta consome a alcalinidade da água residual (Henze et al., 2000).

O sucesso do processo de NDS foi demonstrado à escala laboratorial e industrial, e também pela aplicação de programas de *software* capazes de simular o comportamento dinâmico da ETAR. Segundo Zhang & Qi (2007), é possível levar a cabo NDS a nível laboratorial, com concentrações de OD a variar entre 0,3 e 0,8 mg/L, removendo o azoto em 67% com uma idade de lamas de 45 dias e uma razão CQO/N de 10. Dey (2004), utilizando um programa de

software, mais precisamente o GPS-X, simulou o comportamento de um processo de lamas ativadas. Os resultados obtidos mostraram que, com uma concentração de OD de 0,4 mg/L e um rácio CQO/N de 10 se obtinha uma remoção de azoto de mais de 75%, e que o aumento do rácio CQO/N para 12 permitia uma remoção de azoto superior a 90%. À escala industrial, segundo Lemoine & Grelier (2005), foi possível implementar NDS numa ETAR em Toulouse, França, num processo de lamas ativadas com uma idade de lamas entre 30 e 40 dias. O fornecimento de oxigénio, por difusores, foi controlado através da concentração de azoto amoniacal e de nitratos, atingindo-se concentrações de OD abaixo de 0,5 mg/L. O tratamento mostrou eficiência e estabilidade, resultando num efluente tratado com uma concentração média de CBO de 25 mg/L, SST de 35 mg/L e  $N_{TOTAL}$  abaixo de 15 mg/L.

## 2.7. Sedimentabilidade das lamas

A qualidade do efluente tratado depende em grande parte de como as lamas são separadas da água residual por sedimentação gravítica no decantador secundário. A capacidade de sedimentação das lamas, ou sedimentabilidade, é determinada por sua vez pelas propriedades do floco formado, tais como o tamanho, área e carga superficiais e população microbiológica, sendo estas afetadas pela concentração de oxigénio dissolvido, pH, temperatura, idade de lamas, concentração de MS, grau de turbulência e o regime hidráulico do reator biológico. A comunidade microbiológica desempenha um papel muito importante na formação, sedimentação e compactação dos flocos constituintes das lamas ativadas, tendo uma composição complexa de diferentes espécies de microrganismos. As bactérias estão basicamente divididas em bactérias livres ou dispersas, formadoras de flocos e filamentosas. Outros microrganismos essenciais, como protozoários e rotíferos, consomem pequenos flocos biológicos e bactérias dispersas, diminuindo a turvação do efluente (Wilén, 1995).

Os principais problemas de sedimentabilidade das lamas incluem:

- *Bulking* filamentosos: ocorre devido ao crescimento excessivo de bactérias filamentosas que tornam os flocos volumosos e leves, diminuindo a capacidade de sedimentação e de compactação das lamas. Atualmente, estão descritas cerca de 30 espécies de bactérias filamentosas que são capazes de proliferar praticamente em todas as condições do processo, exceto em condições com carga mássica elevada ou idade de lamas muito curta (Eikelboom, 2000).
- *Bulking* não filamentosos: ocorre na presença excessiva de bactérias formadoras de flocos do tipo *Zoogloea*, que produzem quantidades significativas de substâncias extracelulares viscosas, formando flocos muito volumosos que não se compactam. Estes microrganismos proliferam em condições de carga mássica elevada, ou na ausência de nutrientes (Eikelboom, 2000; Wilén, 1995).
- *Pin-point flocs*: são flocos de dimensões reduzidas com uma densidade semelhante à da água e, conseqüentemente, não são capazes de sedimentar, potenciando a turvação

do efluente (Wilén, 1995). Este fenómeno ocorre principalmente para valores muito baixos de carga mássica e elevados de idade de lamas. Estas lamas geralmente são compactas e sedimentam rapidamente, porém a sua superfície é demasiado lisa para a fixação de flocos com dimensões mínimas, ou seja, dos *pin-point flocs* (Eriksson et al, 1992; EPA, 1977). A presença de substâncias tóxicas poderá também causar a formação destes flocos (Richard, 2003).

- *Rising sludge*: ocorre devido à libertação e ascensão do azoto gasoso que, sendo pouco solúvel em água, forma bolhas que aderem e elevam os flocos biológicos até à superfície do decantador secundário. A formação de azoto gasoso é promovida por elevados valores de tempo de retenção hidráulico e de concentração de nitratos (superiores a 15 mg/L), e pela formação de condições anóxicas no decantador secundário conducentes à desnitrificação (Gray, 2004; Lever, 2010).
- *Foaming*: este termo refere-se à ocorrência de escumas que podem ser observadas na superfície do reator biológico, do decantador secundário, bem como do digestor anaeróbio. Estas escumas são formadas pela presença, quer de substâncias constituintes de detergentes, quer de determinados tipos de bactérias filamentosas, mais comumente *Nocardia* e *Microthrix parvicella* (Richard, 2003; Wilén, 1995).

O grau de turbulência causado pelo sistema de arejamento tem impacto na desfloculação das lamas, dependendo do tipo de equipamento utilizado para fornecer oxigénio aos microrganismos. Para as mesmas condições, os arejadores de superfície têm maior tendência do que os difusores para desagregar os flocos, resultando em flocos pequenos e dispersos do tipo *pin-point* (Eikelboom, 2000).

Uma certa quantidade de bactérias filamentosas poderá contribuir para um efluente mais clarificado, pois servirá de “esqueleto” para a estrutura do floco, permitindo a formação de flocos maiores e mais resistentes, e possibilitando a captação de pequenas partículas que provocam turvação do efluente (Richard, 2003). No entanto, uma vez que as bactérias filamentosas em excesso apresentam problemas de sedimentabilidade, é crucial manter o equilíbrio entre estas bactérias e as formadoras de flocos a fim de permitir a ocorrência de flocos compactos e robustos e, conseqüentemente, uma eficiência adequada do decantador secundário.

## **2.8. Reações cinéticas no tratamento de águas residuais**

O processo biológico de lamas ativadas é materializado por um reator onde ocorre um conjunto complexo de interações entre as diferentes variáveis do sistema. Os materiais ou componentes que constituem a água residual entram e saem do reator por mecanismos de transporte hidráulico e, durante o seu tempo neste órgão, sofrem reações bioquímicas por parte da biomassa ativa. Em conjunto, estas reações e o transporte hidráulico definem o balanço de massa de cada componente, como se verifica na equação (2.11) (Sperling, 2007).



$$\begin{aligned} \text{Acumulação} &= \text{Transporte hidráulico} + \text{Reações cinéticas} = \text{Entrada} \\ &- \text{Saída} + (\text{Produção} - \text{Consumo}) \end{aligned} \quad (2.11)$$

As reações consistem basicamente no consumo de reagentes e na formação de produtos, sendo a sua descrição um aspeto fundamental para uma análise adequada do processo de lamas ativadas. A cinética descreve a velocidade a que uma reação ocorre em função da concentração de reagente, podendo ser matematicamente definida pela equação (2.12)

$$\frac{dC}{dt} = k.C^n \quad (2.12)$$

na qual  $\frac{dC}{dt}$  descreve a variação da concentração de reagente ao longo do tempo,  $k$  é a constante da reação,  $C$  é a concentração de reagente, e  $n$  é a ordem da reação.

A ordem da reação ( $n$ ) indica se a velocidade ou taxa de reação é independente ou não da concentração de reagente, sendo as mais relevantes no tratamento de águas residuais as reações de ordem zero e de primeira ordem. As reações de ordem zero indicam que a taxa da reação é independente da concentração de reagente e, por isso, é constante ao longo do tempo. Num gráfico da variação da concentração ao longo do tempo, isto é representado por uma linha horizontal definida pela constante da reação  $k$  (Figura 2.9.a). Uma reação de primeira ordem indica que a taxa de reação é proporcional à concentração de reagente. Como tal, a taxa de consumo de reagente diminui linearmente (definida pela reta  $-kC$ , como se pode observar na Figura 2.9.b), enquanto a formação de produtos aumenta de igual modo (Metcalf & Eddy, 2003; Sperling, 2007).

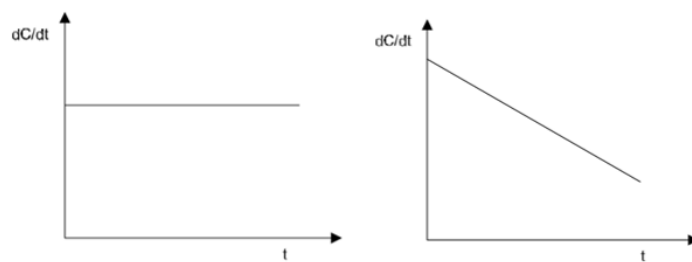


Figura 2.7 - Representação gráfica de: (a) reação cinética de ordem zero, (b) – taxa de consumo de reagente.

No tratamento de águas residuais, as reações metabólicas envolvem dois processos básicos e fundamentais: o crescimento e o decaimento dos microrganismos. A taxa de crescimento microbiano é uma função do seu número, massa ou concentração num determinado tempo e, com base na equação (2.12), pode ser definida pela equação (2.13), que descreve uma reação de primeira ordem,

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (2.13)$$

na qual  $\frac{dX}{dt}$  é a taxa de crescimento microbiano,  $X$  é a concentração de biomassa ( $\text{g/m}^3$ ), e  $\mu$  é a taxa específica de crescimento microbiano ( $\text{d}^{-1}$ ).

A taxa específica de crescimento ( $\mu$ ) é definida como uma constante cinética de proporcionalidade entre a taxa de crescimento e a concentração da biomassa, e é controlada por fatores limitantes, incluindo a disponibilidade de substrato e de nutrientes, bem como as características ambientais do meio, como a temperatura (Panikov, 1991). Desprezando as últimas, a relação entre  $\mu$  e a concentração de substrato ou nutriente limitantes pode ser definida pela fórmula empírica de Monod, representada pela equação (2.14)

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (2.14)$$

na qual  $\mu_{\text{máx}}$  é a taxa específica máxima de crescimento microbiano ( $\text{d}^{-1}$ ),  $S$  é a concentração do substrato ( $\text{g/m}^3$ ), e  $K_S$  é o coeficiente de meia saturação ( $\text{g/m}^3$ ).

O coeficiente de meia saturação ( $K_S$ ) caracteriza a não afinidade que os microrganismos têm para cada substrato: quanto maior for o valor de  $K_S$ , menor é a afinidade da biomassa para o substrato e, conseqüentemente, menor é a taxa de crescimento. Como tal, a obtenção de taxas elevadas de remoção de substrato é favorecida por valores baixos de  $K_S$  (Sperling, 2007). O parâmetro  $S$  é um fator limitante na medida em que a sua baixa concentração resulta num valor baixo de  $\mu$  e, conseqüentemente, na redução do crescimento microbiano.  $S$  pode representar qualquer fator necessário para o crescimento dos microrganismos, tal como um oxidante, por exemplo (Grady, 1999).

A equação (2.14) indica que  $\mu$  e, conseqüentemente, a taxa de crescimento microbiano, é proporcional à concentração de substrato ( $S$ ) numa ordem mista que envolve reações de ordem zero e de primeira ordem (Henze et al., 1986). Esta equação, tal como se pode ver na Figura 2.10, representa uma função hiperbólica que tende para um determinado valor de saturação expresso pela taxa específica máxima de crescimento ( $\mu_{\text{máx}}$ ). À medida que  $S$  aumenta,  $\mu$  aumenta proporcionalmente tal como numa reação de primeira ordem (para valores baixos de  $S$ ,  $\mu = (\mu_{\text{máx}} \cdot S)/K_S = KS$ ). Com o aumento de  $S$ , passam a ocorrer reações numa região de ordem mista ou de transição, representada pela curva a tracejado. Se  $S$  continuar a aumentar, haverá uma altura em que estará em excesso e deixa de ser o fator limitante para o crescimento da biomassa. Conseqüentemente, mesmo que  $S$  continue a aumentar,  $\mu$  não aumentará mais, significando que a taxa de crescimento microbiano é independente da concentração de substrato e, por isso, as reações que ocorrem neste ponto são de ordem zero (para  $S$  muito superior a  $K_S$ ,  $\mu = \mu_{\text{máx}}$ ). Se outro tipo de substrato ou nutriente estiver presente no mesmo meio, poderá começar a controlar o crescimento, tornando-se no novo fator limitante (Sperling, 2007).

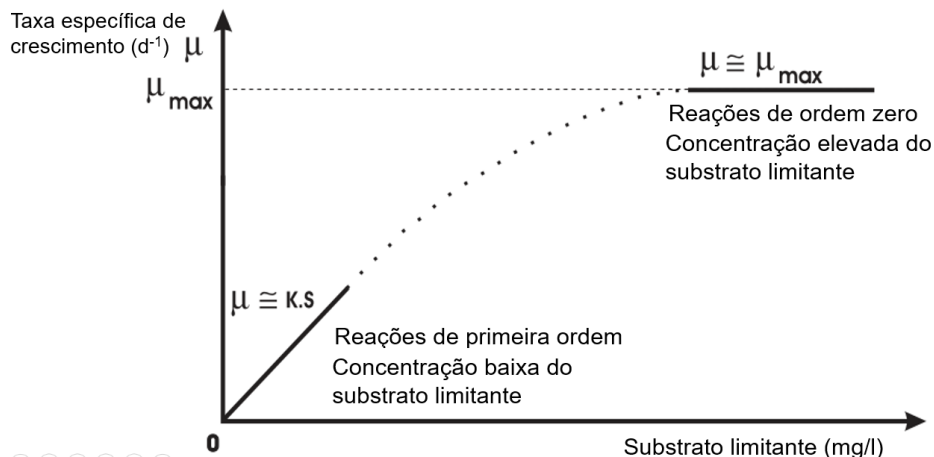


Figura 2.8 – Reações de ordem zero e de primeira ordem através da equação de Monod (adaptado de Sperling, 2007).

A equação de Monod pode ser controlada por mais do que um fator limitante e, por isso, em vez de um único termo  $[S/(K_s + S)]$ , existirá o produto de, por exemplo, dois termos  $[S_1/(K_{s1} + S_1)] \cdot [S_2/(K_{s2} + S_2)]$ , em que  $S_1$  e  $S_2$  representam as concentrações dos dois fatores limitantes (Sperling, 2007).

Em termos de modelação, o termo  $S/(K_s + S)$  serve para “ativar” ou “desativar” um determinado processo à medida que as condições ambientais são alteradas. Por exemplo, as bactérias nitrificantes crescem apenas sob condições aeróbias e a sua taxa de crescimento tende para zero à medida que a concentração de oxigénio dissolvido (OD) diminui, independentemente da concentração de substrato ainda presente. Esta situação pode ser modelada pela introdução de um “interruptor” na equação do processo, que é representado pelo termo  $S_o/(K_o + S_o)$ , no qual  $S_o$  é a concentração de OD e  $K_o$  é o coeficiente de não afinidade da biomassa em relação ao mesmo (Henze et al., 1986). Se este termo não for introduzido na equação, os programas de simulação poderão prever erroneamente concentrações negativas de OD (Gujer & Henze, 1991).

O decaimento da biomassa é outro processo fundamental no tratamento biológico de águas residuais. É definido pela equação (2.15), que engloba o efeito dos mecanismos responsáveis pela perda de massa celular, tais como a respiração endógena, lise celular e predação entre os diferentes tipos de microrganismos, sendo uma reação de primeira ordem (Orhon & Artan, 1994).

$$\frac{dX}{dt} = -k_d \cdot X \quad (2.15)$$

na qual  $\frac{dX}{dt}$  é a taxa de crescimento microbiano,  $X$  é a concentração de biomassa ( $g/m^3$ ), e  $k_d$  é o coeficiente de decaimento endógeno ( $d^{-1}$ ).

### 2.8.1. Estequiometria das reações no tratamento de águas residuais

A estequiometria consiste na relação entre a quantidade de reagentes que é consumida e a quantidade de produtos que é formada numa reação. Como tal, o crescimento da biomassa e o consumo de substrato possuem uma relação estequiométrica entre si, que é refletida pelo coeficiente de rendimento celular,  $Y$ : cada unidade de substrato removido resulta na produção de  $Y$  unidades de biomassa (Grady, 1999). O coeficiente de rendimento da biomassa heterotrófica é definido por  $Y_H$ , enquanto o coeficiente de rendimento autotrófico é dado por  $Y_A$ .

Como referido anteriormente, para que ocorra a produção de biomassa, ou biossíntese, são necessárias fontes de energia e de carbono, bem como um recetor de eletrões ou oxidante. A energia utilizada para a biossíntese e o coeficiente de rendimento celular estão intimamente relacionados, pois a quantidade de material celular formado é proporcional à quantidade de energia libertada durante a oxidação do substrato (Randall et al., 1992).

Os microrganismos heterotróficos utilizam apenas um substrato (matéria orgânica) como fonte de carbono e de energia, com uma parte sendo convertida em nova biomassa ( $Y_H$ ) utilizando a energia obtida previamente durante a oxidação do restante substrato ( $1 - Y_H$ ) (Ferreira, 2011). A Figura 2.11 esquematiza o consumo heterotrófico de substrato para a obtenção de energia e o consequente crescimento de biomassa.

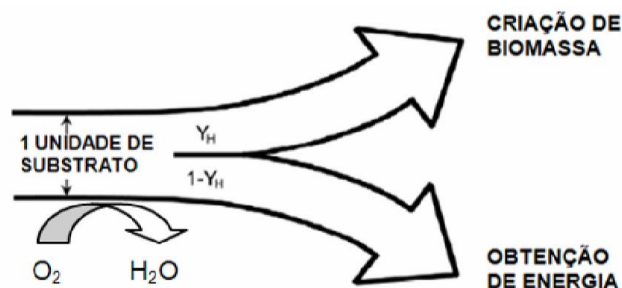


Figura 2.9 – Representação esquemática da utilização de substrato pelos microrganismos heterotróficos (adaptada de Ferreira, 2011).

No que se refere à biomassa autotrófica, esta utiliza dióxido de carbono como fonte de carbono, processo esse que requer mais energia para a biossíntese relativamente à produção de biomassa heterotrófica. Em consequência, é gerada uma quantidade menor de biomassa autotrófica por cada unidade de substrato removido e, por isso,  $Y_A$  é inferior a  $Y_H$  (Grady, 1999; Orhon & Artan, 1994). Isto justifica o facto de o crescimento autotrófico ser menor que o heterotrófico no tratamento de águas residuais.

A quantidade de energia libertada durante a oxidação de substrato depende do número de eletrões que são transferidos entre o substrato e o oxidante que, por sua vez, depende da natureza do oxidante. Dentro da comunidade heterotrófica e em condições anóxicas, com nitratos como o oxidante, a quantidade de energia sintetizada por cada eletrão transferido é inferior à libertada em condições aeróbias e, por isso,  $Y_H$  é inferior (Grady, 1999). Por essa razão,

os microrganismos heterotróficos preferem utilizar oxigénio molecular em vez de nitratos como oxidante.

## **2.9. Modelação no processo de lamas ativadas**

### **2.9.1. Descrição geral da modelação no processo de lamas ativadas**

O tratamento de águas residuais envolve a interação de reações complexas entre os diferentes componentes presentes, que é simplificada através de modelação matemática. Um modelo de lamas ativadas consiste basicamente num conjunto de parâmetros estequiométricos e cinéticos que estão relacionados através de equações diferenciais representativas dos processos que ocorrem no sistema. Tendo em conta a complexidade do último, os modelos têm de ser rigorosamente desenvolvidos com base na descrição dinâmica de todos os processos relevantes das linhas de tratamento de águas residuais e de lamas. A modelação dinâmica do tratamento de águas residuais baseia-se no estado estacionário do sistema (comportamento inalterado ao longo do tempo) e no balanço de massa observado para cada componente envolvido. A utilização adequada de modelos dinâmicos torna-se uma ferramenta valiosa com vista a melhorar a estabilidade do processo, a qualidade do efluente e os custos de operação (Grau et al, 2007).

Ao longo dos anos, foram desenvolvidos vários modelos matemáticos com o objetivo de entender, descrever e prever o comportamento dinâmico do processo de lamas ativadas. Em 1983, a IAWPRC (*International Association on Water Pollution Research and Control*), atualmente denominada IWA (*International Water Association*), reuniu um grupo de académicos a fim de combinar, a nível internacional, os modelos mais relevantes num modelo comum, unificado e concetual, mas com uma grande capacidade para prever realisticamente o desempenho do tratamento de águas residuais por lamas ativadas. Este modelo clarifica os processos presentes no sistema e cria uma plataforma sólida para o desenvolvimento de modelos futuros (Henze et al, 1986; Van Loosdrecht et al, 2015).

Os modelos ASM (*Activated Sludge Models*) são fruto de trabalho do grupo estabelecido pela IWA, e permitem simular a remoção biológica de matéria orgânica, azoto e fósforo num processo de lamas ativadas. O primeiro modelo desenvolvido, que é conhecido por ASM1 (Henze et al., 1986), permite simular a oxidação de carbono orgânico, a nitrificação e a desnitrificação, e serviu como referência para o desenvolvimento de mais três modelos deste tipo. Face a este modelo, o ASM2 (Henze et al, 1995) inclui microrganismos capazes de remover fósforo, que são conhecidos por PAO (*Phosphate Accumulating Organisms*) e que se desenvolvem apenas sob condições anaeróbias. Cerca de quatro anos depois, e suportado pelos conhecimentos adquiridos respeitantes à influência da desnitrificação em relação à remoção biológica de fósforo, o modelo ASM2 foi alargado com a inclusão de PAO capazes de desnitrificar ao utilizar produtos armazenados no interior das células. Esta versão do modelo foi designada ASM2d (Henze et al. 1999). O modelo ASM3 (Gujer et al, 1999) serve para resolver algumas limitações práticas do

modelo ASM1, pois permite uma melhor calibração do processo de decaimento da biomassa ao incluir o armazenamento interno de substratos orgânicos. No entanto, a utilização do modelo ASM1 continua a ser adequada pois é uma referência para diversos projetos práticos e científicos que, com uma calibração adequada, é capaz de alcançar valores muito próximos à realidade (Ferreira, 2011; Gernaey et al., 2004; Silva Lopes, 2017; Van Loosdrecht et al., 2015).

Os modelos ASM têm sido aplicados em estações de tratamento com grande sucesso e representam bem a relação entre a complexidade dos processos envolventes e a previsão do comportamento do processo de lamas ativadas sob condições dinâmicas (Vanrolleghem et al., 2003). Atualmente, existem vários programas de *software* destinados a modelar um sistema de tratamento de águas residuais utilizando os modelos ASM, nomeadamente o ASIM.

Um modelo é baseado nas reações representativas do sistema de lamas ativadas que atuam em um ou mais componentes, sendo englobadas pelo termo “processo”. Por conseguinte, os modelos ASM devem quantificar a cinética (velocidade de reação) e a estequiometria (relação entre os componentes numa reação) de cada processo. Devido à complexidade das reações envolvidas no sistema, o modelo é apresentado em formato de matriz, também conhecido por matriz de Peterson (1965), que facilita o acompanhamento de todas as interações entre os componentes envolvidos (Henze et al., 1986). Um exemplo conhecido desta matriz é a remoção de matéria orgânica em condições aeróbias, que envolve os processos de crescimento e decaimento da biomassa heterotrófica (Tabela 2.4).

Tabela 2.4 – Matriz de Peterson para a remoção de matéria orgânica em condições aeróbias (adaptada de Henze et al., 2000).

| Componente, i $\rightarrow$   | 1                                    | 2                                     | 3   | Taxa do processo,<br>$\rho_i$ (ML <sup>-3</sup> T <sup>-1</sup> )  |
|---|--------------------------------------|---------------------------------------|---|--|
| Processos, j $\downarrow$   | $X_{BH}$                             | $S_s$                                 | $S_o$   |  |
| 1 - Crescimento heterotrófico   | 1                                    | $-\frac{1}{Y}$                        | $-\frac{1-Y}{Y}$                                    | $\hat{\mu} \frac{S_s}{K_s + S_s} X_{BH}$   |
| 2 - Decaimento de biomassa  | -1                                   |                                       | -1  | $k_d X_{BH}$   |
| Taxa de conversão observada [M(CQO)L <sup>-3</sup> ]                        | $r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$         |                                       |   | <u>Parâmetros cinéticos:</u><br>- Taxa específica máxima de crescimento: $\hat{\mu}$<br>- Constante de meia saturação: $K_s$<br>- Taxa específica de decaimento: $b_H$ |
| <u>Parâmetros estequiométricos:</u><br>Coeficiente de rendimento celular: Y | Biomassa<br>[M(CQO)L <sup>-3</sup> ] | Substrato<br>[M(CQO)L <sup>-3</sup> ] | Oxigénio (CQO negativo)<br>[M(CQO)L <sup>-3</sup> ] |  |

Como referido anteriormente, os compostos carbonatados e azotados da água residual são divididos em frações com base na sua biodegradabilidade (ver Figuras 2.2 e 2.3). Em modelação, estes compostos são divididos principalmente em material particulado e solúvel, que são representados pelos símbolos X e S, respetivamente. Por sua vez, estes materiais são subdivididos em frações ou componentes mais específicos, sendo designados individualmente por um índice de uma ou duas letras, logo à direita dos símbolos X e S. Na matriz da Tabela 2.4, é atribuído o símbolo “i” a estes componentes, que se localizam na parte superior da área central. Assim, neste caso, os componentes em questão, nomeadamente a biomassa heterotrófica, substrato e oxigénio dissolvido, são representados por  $X_{BH}$ ,  $S_S$  e  $S_O$ , respetivamente. Na mesma matriz, a coluna mais à esquerda refere-se aos processos envolvidos (representados por j), enquanto que na coluna mais à direita, se encontram as suas taxas (representadas por  $p_j$ ). Os elementos incluídos na área central da matriz dizem respeito aos coeficientes ou parâmetros estequiométricos (representados por  $v_{ij}$ ), que estabelecem as relações mássicas entre os componentes envolvidos (i) nos processos individuais (j). Estas relações mássicas têm como unidade de medida a CQO (em modelação, a sua utilização é preferível em relação à CBO), que torna a estequiometria mais simplificada. Consoante o consumo ou a produção dos componentes em cada processo, os coeficientes estequiométricos podem ser negativos ou positivos, respetivamente. Por exemplo, o crescimento de  $X_{BH}$  (+1) ocorre devido ao consumo de  $S_S$  (-1/Y) e de  $S_O$  [-(1-Y)/Y] (Henze et al., 1986; Orhon & Artan, 1994).

Cada componente está sujeito a diferentes processos, como se pode observar ao longo da sua coluna, cada um com uma determinada taxa de reação ( $r_i$ ). Esta é calculada através do somatório do produto dos parâmetros estequiométricos ( $v_{ij}$ ) envolvidos num processo pela taxa deste ( $p_j$ ), como se pode visualizar na equação (2.16)

$$r_i = \sum_j v_{ij} p_j \quad (2.16)$$

Estas taxas de reação refletem toda a informação sobre as reações cinéticas numa forma que pode ser diretamente incorporada nas equações de balanços de massa dos componentes. Por exemplo, para este caso, e desprezando o transporte hidráulico do componente, o balanço de massa de  $X_{BH}$  no sistema é representado pela equação (2.17) (Henze et al., 1986; Orhon & Artan, 1994).

$$r_{X_B} = \hat{\mu} \frac{S_S}{K_{S,S_S}} X_{BH} - k_d X_H \quad (2.17)$$

### 2.9.2. Descrição do modelo ASM1

A matriz de Peterson do ASM1, representada pela Tabela 2.6 (página 35), é constituída por 8 processos, 14 parâmetros cinéticos, 5 parâmetros estequiométricos e 13 componentes que descrevem a água residual em termos de material carbonatado e azotado, oxigénio dissolvido e alcalinidade, dos quais 7 são frações solúveis e os restantes 6 constituem a matéria particulada.

Os parâmetros estequiométricos e cinéticos, bem como os componentes da água residual, estão descritos na Tabela 2.5.

Tabela 2.5 – Parâmetros e componentes utilizados em ASM1.

| Componentes da água residual                      |   | Parâmetros cinéticos                                 |   | Parâmetros estequiométricos                                     |
|---|---|--|---|---|
| Solúvel   | Particulado                                       |  |   |   |
| $S_I$ – matéria orgânica inerte                   | $X_I$ – matéria orgânica inerte                   | $\hat{\mu}^*$ – taxa específica de crescimento       | $K_X$ – coeficiente de meia saturação da hidrólise    | $Y_H$ – coeficiente de rendimento celular heterotrófico         |
| $S_S$ – matéria orgânica facilmente biodegradável | $X_S$ – matéria orgânica lentamente biodegradável | $K_S$ – coeficiente de meia saturação de $S_S$       | $\eta_g$ – fator de correção do crescimento anóxico   | $Y_A$ – coeficiente de rendimento celular autotrófico           |
| $S_{ND}$ – azoto orgânico biodegradável           | $X_{ND}$ – azoto orgânico biodegradável           | $K_{O^*}$ – coeficiente de meia saturação de $S_O$   | $\eta_h$ – fator de correção para a hidrólise anóxica | $f_p$ – fração orgânica inerte endógena                         |
| $S_{NH}$ – azoto amoniacal                        | $X_P$ – produto de decaimento de biomassa         | $K_{NH}$ – coeficiente de meia saturação de $S_{NH}$ | $k_a$ – coeficiente de amonificação                   | $I_{XB}$ – fração de azoto assimilada pela biomassa             |
| $S_{NO}$ – azoto amoniacal oxidado (nitratos)     | $X_{BH}$ – biomassa heterotrófica                 | $K_{NO}$ – coeficiente de meia saturação de $S_{NO}$ | $k_h$ – coeficiente de hidrólise                      | $I_{XP}$ – fração de azoto resultante do decaimento de biomassa |
| $S_O$ – oxigénio dissolvido                       | $X_{BA}$ – biomassa autotrófica                   | $b^*$ – coeficiente de decaimento da biomassa        |   |   |
| $S_{ALK}$ – alcalinidade                          |   |  |   |   |

$\hat{\mu}^*$ ;  $K_{O^*}$ ;  $b^*$  - Cada um destes parâmetros é distinguido em termos de biomassa heterotrófica e autotrófica. Por exemplo,  $K_O$  para a biomassa heterotrófica e para a autotrófica é representado por  $K_{OH}$  e  $K_{OA}$ , respetivamente.

A matéria orgânica solúvel inerte ( $S_I$ ) e a particulada inerte ( $X_I$ ) não sofrem transformações nos processos envolvidos e, por isso, as suas colunas ( $i=1$  e  $i=3$ , respetivamente) não contêm parâmetros estequiométricos. No entanto, estas frações ainda são apresentadas na matriz do modelo pois são importantes para o desempenho dos processos. Visto que  $S_I$  não sedimenta no decantador secundário, irá contribuir para a CQO do efluente tratado. Por outro lado,  $X_I$  irá fazer parte das lamas sedimentadas e será removido do sistema por extração de lamas em excesso (Henze et al., 1986).



A incorporação da alcalinidade ( $S_{ALK}$ ) no modelo, representada por  $i=13$ , não é essencial, mas é importante para o fornecimento de informação associada às reações que envolvem a adição ou remoção de prótons, causando alterações na alcalinidade e, potencialmente, no pH. A nitrificação tem o maior impacto na alcalinidade, podendo esta ser reduzida drasticamente e, consequentemente, o pH poderá diminuir. A inclusão de uma equação respeitante ao balanço de massa da alcalinidade permitirá avaliar se a recuperação de alcalinidade durante a desnitrificação é suficiente para manter o pH constante (Henze et al., 2000).

Basicamente, os 8 processos incorporados no modelo ASM1 podem ser agrupados em 4 processos principais: crescimento de biomassa, decaimento de biomassa, amonificação de azoto orgânico e hidrólise de material orgânico particulado.

#### **2.9.1.1 Crescimento de biomassa**

O processo  $j=1$  define o crescimento aeróbio dos microrganismos heterotróficos, em que a fonte de carbono e de energia é o substrato orgânico solúvel ou facilmente biodegradável ( $S_s$ ) e o recetor de eletrões, ou oxidante, é o oxigénio dissolvido ( $S_o$ ). Em termos de fonte de azoto, parte do azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ) é assimilado pelos microrganismos, cujo processo é estequiometricamente representado por  $-i_{XB}$  (que indica a quantidade de azoto assimilada por unidade de CQO). A equação cinética do processo (observada na coluna mais à direita da matriz) é de primeira ordem em relação à concentração de biomassa heterotrófica ( $X_{BH}$ ) e é de ordem mista face à concentração de  $S_s$  [ $S_s/(K_s + S_s)$ ] e de  $S_o$  [ $S_o/(K_{OH} + S_o)$ ], pois estes são os fatores limitantes do processo (Henze et al., 1986).

Os processos  $j=2$  e  $j=3$  são análogos ao primeiro processo descrito. Durante o crescimento anóxico dos microrganismos heterotróficos, ou desnitrificação ( $j=2$ ),  $S_o$  é substituído pelos nitratos ( $S_{NO}$ ), que atuam como oxidante alternativo para a síntese de  $X_{BH}$ . O fator 2,86, incluído no coeficiente estequiométrico que relaciona o processo com  $S_{NO}$ , representa a quantidade de oxigénio equivalente à matéria orgânica necessária para a conversão dos nitratos em azoto gasoso ( $N_2$ ). Na equação cinética do processo, para além das funções representativas dos fatores limitantes  $S_s$  e  $S_{NO}$ , é adicionado o termo  $K_{OH}/(K_{OH} + S_o)$ , que reflete o facto do crescimento anóxico ser inibido na presença de oxigénio. Visto que só uma fração da biomassa heterotrófica é capaz de realizar a desnitrificação, é introduzido o fator de correção  $\eta_g$  ( $\eta_g < 1$ ) na equação, que reflete o funcionamento somente das bactérias desnitrificantes (Henze et al., 2000). É de salientar que o coeficiente estequiométrico  $Y_H$  é maior em condições aeróbias do que anóxicas, porém o ASM1 não reconhece tal facto, tornando-se numa limitação para a aplicação deste modelo (Gernaey et al., 2004).

O crescimento aeróbio da biomassa autotrófica ou nitrificação ( $j=3$ ) utiliza  $S_{NH}$  como fonte de energia e, simultaneamente, este é assimilado para a síntese de biomassa autotrófica ( $X_{BA}$ ). O coeficiente estequiométrico que relaciona  $S_o$  com o processo inclui o fator 4,57, que representa a quantidade de oxigénio equivalente necessária para a conversão do azoto amoniacal em nitratos (Henze et al., 1986). Este processo é modelado apenas com uma etapa, ignorando a

possibilidade de ocorrer nitrito ( $\text{NO}_2$ ), um intermediário da nitrificação (Gernaey et al., 2004).

### 2.9.1.2 Decaimento da biomassa

Os processos  $j=4$  e  $j=5$  representam respetivamente o decaimento dos microrganismos heterotróficos e autotróficos, resultando comumente na sua conversão em substrato orgânico particulado ou lentamente biodegradável ( $X_S$ ) e em produtos particulados ou detritos celulares ( $X_P$ ). Na matriz do ASM1 (Tabela 2.6), estes componentes estão relacionados pelo parâmetro estequiométrico  $f_P$ , que representa a fração inerte da matéria particulada endógena. Posteriormente,  $X_S$  é convertido em  $S_S$  através de reações de hidrólise, podendo depois ser consumido pela biomassa heterotrófica. Por outro lado,  $X_P$ , por ser inerte, é removido do sistema através da extração de lamas em excesso. A incorporação deste componente no modelo é uma forma de contabilizar o facto de nem toda a biomassa ser ativa (Henze et al., 1986). Este modelo de decaimento de biomassa utilizado em ASM1 está esquematizado na Figura 2.12. A produção de azoto orgânico biodegradável particulado ( $X_{ND}$ ) também pode ser resultante do decaimento da biomassa, sofrendo depois reações de hidrólise. O decaimento da biomassa é modelado através de uma equação representativa de reações de primeira ordem em relação à biomassa.

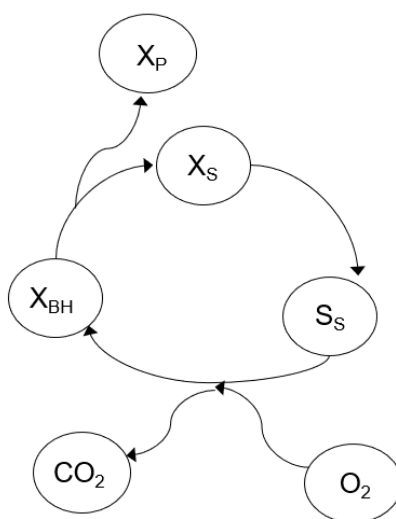


Figura 2.10 –. Modelo de decaimento de biomassa utilizado em ASM1 (adaptado de Orhon & Artan, 1994).

### 2.9.1.3 Hidrólise de material orgânico particulado

Os componentes particulados  $X_S$  e  $X_{ND}$  poderão ocorrer no sistema quer como parte da composição da água residual a tratar, quer como produtos do decaimento da biomassa, e consistem em moléculas relativamente complexas que não são diretamente utilizadas pelos microrganismos. Por isso, a hidrólise refere-se à conversão desta matéria particulada em matéria solúvel de menor peso molecular por ação de enzimas extracelulares, mais concretamente, de  $X_S$  para  $S_S$  e de  $X_{ND}$  para  $S_{ND}$ . Este mecanismo de conversão não requer utilização de energia, mas resulta no retardamento do consumo de matéria orgânica (Sperling, 2007). Visto que este

processo é mais lento do que o crescimento heterotrófico, é introduzida uma função na sua equação que reflete este atraso temporal  $[-k_h \cdot ((X_S/X_{BH})/(K_X + (X_S/X_{BH})))]$ , a qual é também dependente das condições aeróbias e anóxicas (Gernaey et al., 2004; Orhon & Artan, 1994). O parâmetro cinético  $\eta_h$  ( $\eta_h < 1$ ) serve como fator de correção para a hidrólise em condições anóxicas (Henze et al., 2000).

Os processos  $j=7$  e  $j=8$  representam as hidrólises de  $X_S$  e de  $X_{ND}$ , respetivamente. No modelo ASM1, assume-se que estes dois processos ocorrem simultaneamente com taxas iguais entre si (Henze et al., 2000).

#### 2.9.1.4 Amonificação de azoto orgânico

Assume-se geralmente que a conversão de azoto orgânico ocorre numa sequência de duas reações consecutivas. O azoto orgânico biodegradável particulado ( $X_{ND}$ ) é primeiro hidrolisado a azoto orgânico biodegradável solúvel ( $S_{ND}$ ) e este é depois convertido em azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ) através do processo de amonificação. Em seguida,  $S_{NH}$  é utilizado para o processo de nitrificação (Orhon & Artan, 1994).

A amonificação é apenas realizada pela biomassa heterotrófica e é definida pelo processo  $j=6$ , em que se denota a degradação de  $S_{ND}$  e a produção de  $S_{NH}$  na matriz. A sua equação é de primeira ordem, com  $k_a$  representando o coeficiente de amonificação de  $S_{ND}$ .

#### 2.9.1.5 Representação esquemática do modelo ASM1

A Figura 2.13 mostra o fluxo de substrato para a biomassa heterotrófica e autotrófica no modelo ASM1, que junta os processos biológicos descritos anteriormente.

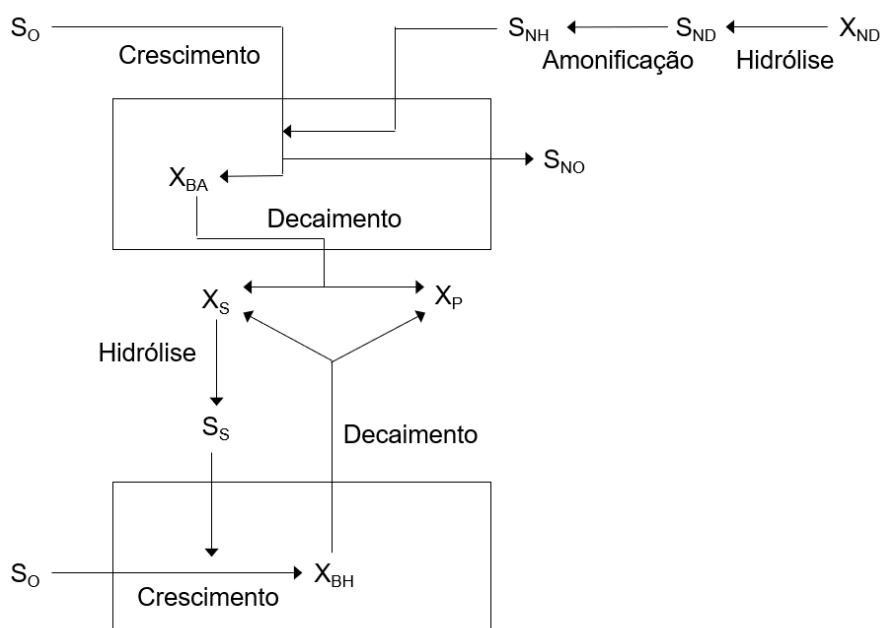


Figura 2.11 – Representação esquemática do modelo ASM1 (adaptada de Gernaey et al., 2004).

Tabela 2.6 – Matriz de Peterson do modelo ASM1

| Componente<br>s→  |   | i | 1                              | 2                | 3     | 4                | 5         | 6         | 7     | 8                        | 9               | 10                                  | 11       | 12                            | 13  | Equações<br>Cinéticas, $\rho_j [ML^{-3}T^{-1}]$   |
|---|---|---|--------------------------------|------------------|-------|------------------|-----------|-----------|-------|--------------------------|-----------------|-------------------------------------|----------|-------------------------------|---|---|
| j   | Processos↓                              |   | $S_I$                          | $S_S$            | $X_I$ | $X_S$            | $X_{B,H}$ | $X_{B,A}$ | $X_P$ | $S_O$                    | $S_{NO}$        | $S_{NH}$                            | $S_{ND}$ | $X_{ND}$                      | $S_{ALK}$                                   |   |
| 1   | Crescimento aeróbio de heterotróficos   |   |                                | $-\frac{1}{Y_H}$ |       |                  | 1         |           |       | $-\frac{1-Y_H}{Y_H}$     |                 | $-i_{XB}$                           |          |                               | $-\frac{i_{XB}}{14}$                        | $\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$   |
| 2   | Crescimento anaeróbio de heterotróficos |   |                                | $-\frac{1}{Y_H}$ |       |                  | 1         |           |       | $-\frac{1-Y_H}{2,86Y_H}$ |                 | $-i_{XB}$                           |          |                               | $\frac{1-Y_H}{2,86Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$ | $\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \times \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_g X_{B,H}$   |
| 3   | Crescimento aeróbio de autotróficos     |   |                                |                  |       |                  |           | 1         |       | $-\frac{4,75-Y_A}{Y_A}$  | $\frac{1}{Y_A}$ | $-\frac{i_{XB}}{1} - \frac{1}{Y_A}$ |          |                               | $-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$       | $\mu_A \left( \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_B$  |
| 4   | Decaimento de heterotróficos            |   |                                |                  |       | $\frac{1}{-f_P}$ | -1        |           | $f_P$ |                          |                 |                                     |          | $\frac{i_{XB}}{-f_P i_{X_P}}$ |   | $b_H X_{B,H}$   |
| 5   | Decaimento de autotróficos              |   |                                |                  |       | $\frac{1}{-f_P}$ |           | -1        | $f_P$ |                          |                 |                                     |          | $\frac{i_{XB}}{-f_P i_{X_P}}$ |   | $b_A X_{B,A}$   |
| 6   | Amonificação de N orgânico solúvel      |   |                                |                  |       |                  |           |           |       |                          |                 | 1                                   | -1       |                               | $\frac{1}{14}$                              | $K_a S_{ND} X_{B,H}$  |
| 7   | Hidrólise de composto orgânico          |   |                                | 1                |       | -1               |           |           |       |                          |                 |                                     |          |                               |   | $K_h \frac{X_S/X_{B,H}}{K_X + (X_S/X_{B,H})} \left[ \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right]$ |
| 8   | Hidrólise de N orgânico                 |   |                                |                  |       |                  |           |           |       |                          |                 |                                     | 1        | -1                            |   | $\rho_7 (X_{ND}/X_S)$   |
| Taxa de conservação observada<br>[M(COO)L <sup>-3</sup> ] |   |   | $r_i = \sum_j^N v_{ij} \rho_j$ |                  |       |                  |           |           |       |                          |                 |                                     |          |                               |   |   |

### 2.9.3. Calibração do modelo ASM1

A calibração consiste no ajustamento dos parâmetros do modelo de forma que os resultados obtidos pelo mesmo coincidam com os dados observados na realidade. O objetivo da calibração é garantir que o modelo tenha uma grande capacidade de previsão dentro de uma faixa útil de aplicação (Henze et al., 2000; citado por Espinosa-Rodríguez & Fall, 2015).

Tal como todos os modelos ASM, o ASM1 poderá necessitar de calibração através da estimativa dos parâmetros estequiométricos e cinéticos até se obter os seus valores “ótimos”. Inicialmente, estes parâmetros são definidos com valores padrão, que vão depois convergindo à medida que o modelo é executado. Este ajustamento iterativo termina quando os resultados previstos pelo modelo estão próximos e apresentam uma certa precisão em relação aos dados medidos na realidade (Vanrolleghem et al., 2003)

O ASM1 é um modelo determinístico, ou seja, obtém os resultados a partir das condições iniciais do sistema (Pombo, 2010). Por isso, vários fatores devem ser integrados no modelo antes de ser realizada a sua calibração, nomeadamente os dados de entrada e a estrutura da ETAR, bem como a caracterização da água residual, estando esquematizados na Figura 2.14 (Espinosa-Rodríguez & Fall, 2015; Silva Lopes, 2017).

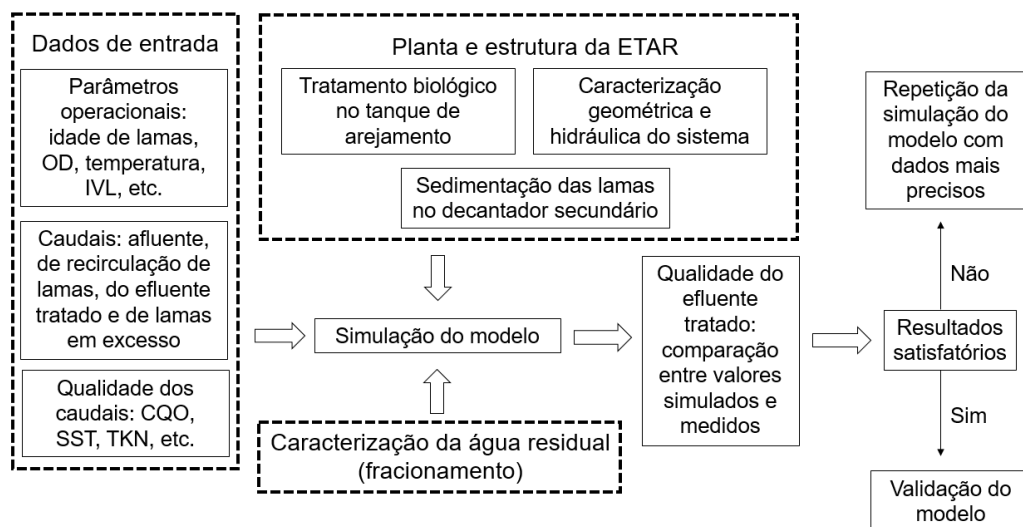


Figura 2.12 – Esquema geral para a modelação de um sistema de lamas ativadas (adaptado de Silva Lopes, 2017).

Os dados de entrada na ETAR introduzidos no modelo englobam os parâmetros de controlo, como a idade de lamas, a temperatura, oxigénio dissolvido, entre outros. Para além disso, é também necessário saber o caudal afluente, de efluente tratado, de recirculação de lamas e de lamas em excesso, bem como a sua qualidade, nomeadamente as concentrações de matéria orgânica (CQO), de sólidos suspensos totais (SST) e de azoto (TKN ou  $N_{TOTAL}$ ).

O modelo necessita igualmente de informação sobre a planta e a estrutura da ETAR, incluindo informações sobre o tipo de tratamento biológico realizado no reator biológico, a caracterização geométrica e hidráulica do sistema (por exemplo, o volume e o número de

reatores em série necessários) e a operação de sedimentação de lamas que ocorre no decantador secundário. Em relação à última, existem vários modelos capazes de imitar o comportamento do decantador secundário, que vão dos mais simples aos mais avançados e complexos. Os modelos mais populares incluem tanques de sedimentação simples, sem tempo de retenção e onde não ocorrem reações biológicas, nomeadamente o modelo apresentado em Takács et al. (1991). Estes modelos estão incorporados na maioria dos programas de simulação de ETAR existentes. Por outro lado, também há modelos que incluem a descrição dos processos biológicos que poderão ocorrer no mesmo órgão, particularmente o decaimento da biomassa e a desnitrificação (Gernaey & Sin, 2008; Vanrolleghem et al., 2003).

A determinação da eficiência de transferência de oxigénio, representada por  $K_{La}$ , é outro aspeto que tem de ser considerado no modelo. É influenciada por fatores ambientais (por exemplo, temperatura), características geométricas do sistema, propriedades físico-químicas do licor misto e pelo sistema de arejamento, como referido anteriormente. O consumo energético associado ao último poderá auxiliar na obtenção de  $K_{La}$  (Vanrolleghem et al., 2003).

O fator mais importante da calibração do ASM1 é a caracterização da água residual, através da determinação do fracionamento dos seus compostos constituintes (por exemplo, CQO) em componentes específicos, de acordo com a biodegradabilidade e solubilidade de cada um. A concentração de cada componente pode ser obtida através de testes físico-químicos ou respirométricos, havendo vários procedimentos para a sua realização (Makinia & Wells, 2000; Orhon et al., 1996; Vanrolleghem et al., 2003). Os testes respirométricos baseiam-se na variação do consumo de oxigénio dissolvido associado à remoção de substrato e são capazes de distinguir os componentes de CQO e de TKN (Vanrolleghem et al., 2003). Águas residuais distintas apresentam frequentemente resultados diferentes (Orhon et al., 1996). Por isso, em caso de incerteza sobre a constituição da água residual a tratar, é aconselhável efetuar ensaios de biodegradabilidade e só depois realizar a calibração do modelo (Ekama, 2010).

#### **2.9.4. Programa ASIM**

O programa ASIM (*Activated Sludge SIMulation Program*) 5.1 (Gujer & Larsen, 1995), como o próprio nome indica, permite a simulação e a previsão do desempenho de diferentes sistemas de tratamento de águas residuais sob diversas condições de operação. Neste programa, é possível optar entre vários modelos cinéticos de lamas ativadas, nomeadamente ASM1, ASM2, ASM2d e ASM3, que podem ser definidos, armazenados e editados. Os parâmetros estequiométricos e cinéticos são padronizados para cada modelo utilizado, mas, se necessário, podem ser calibrados para alcançar resultados mais rigorosos.

Existem várias opções de reatores, nomeadamente lamas ativadas, mistura completa (CSTR), *batch* e SBR. Um reator biológico pode ser representado por um CSTR ou por múltiplos CSTR, conforme o seu comportamento hidráulico.

O ASIM inclui o estado estacionário e a simulação dinâmica para ter em conta as

variações diurnas de caudal e concentrações afluentes à ETAR, bem como as variações nas condições de operação do sistema, como o arejamento, a remoção de lamas em excesso e a razão de recirculação de lamas, por exemplo. Após a realização da simulação dinâmica, os resultados obtidos podem ser comparados com os observados na realidade, em formato de gráfico ou em folhas de cálculo (EAWAG, 2011). O programa oferece igualmente a possibilidade de arejamento intermitente no tanque, que é o mecanismo de controlo desejado no caso de nitrificação e desnitrificação simultânea.





### 3. Caso de Estudo

#### 3.1. Descrição da ETAR da Base Aérea de Monte Real

A ETAR da Base Aérea nº5 (BA5) situa-se em Monte Real, no concelho de Leiria, e serve uma população que tem vindo a decrescer ao longo dos anos, até aos atuais cerca de 700 habitantes. O efluente bruto apresenta características domésticas e o sistema de drenagem, que liga as residências e a cozinha da messe à ETAR, é separativo. A ETAR inclui as seguintes fases:

- Tratamento preliminar (tamisação e, ou gradagem);
- Tratamento secundário (processo de lamas ativadas);
- Tratamento de lamas em excesso (espessamento gravítico e desidratação).

No tratamento preliminar, durante as ações de limpeza e manutenção do tamisador e do canal principal, o afluente é encaminhado para um canal paralelo secundário, no qual a remoção de sólidos é feita por uma gradagem de limpeza manual. Em condições de excesso de caudal, o afluente transvaza do canal principal para o secundário e daí para um canal *bypass* geral à estação, por diferença de cotas. Este *bypass* é acionado por comportas que conduzem o afluente para o meio recetor.

O tratamento secundário consiste num processo de lamas ativadas, que inclui um reator biológico e um decantador secundário. O reator biológico tem um comprimento de 22 m, uma largura de 11,4 m e uma altura útil de 3,6 m. A sua área e volume úteis são de 250 m<sup>2</sup> e 900 m<sup>3</sup>, respetivamente, e está equipado com duas turbinas lentas (velocidade de saída de 47 rpm) providas de motores trifásicos de 15 kW. A operação de arejamento funciona em modo automático, através da informação obtida por sensores ou por temporização. Atualmente, o reator trabalha em regime de arejamento intermitente, o qual tem o objetivo de garantir uma concentração mínima de oxigénio dissolvido de 2 mg/L e é controlado por uma sonda de oxigénio. O decantador secundário é de planta circular, com um diâmetro de 14,2 m, uma altura de 2,5 m, uma área útil de 150 m<sup>2</sup> e um volume útil de 370 m<sup>3</sup>. Está equipado com uma ponte raspadora de fundo e de superfície para remoção das lamas sedimentadas e das escumas, respetivamente. O efluente tratado é depois enviado para a Ribeira dos Tourões através de um emissário.

As lamas e as escumas que se extraem do decantador secundário são conduzidas graviticamente para compartimentos diferentes de um poço de bombagem situado entre o decantador secundário e o espessador gravítico. O caudal de recirculação das lamas é bombeado de volta para o reator biológico e o excesso de lamas é enviado para o espessador gravítico, da mesma forma que as escumas. O espessador possui um diâmetro de 4,5 m, uma altura de 6,25 m, uma área útil de 15 m<sup>2</sup> e um volume útil de 100 m<sup>3</sup>. Nesta unidade, o sobrenadante é separado das lamas e é enviado para o reator biológico, retomando o processo de tratamento. As lamas espessadas são conduzidas para a operação de desidratação, que é

realizada através de um filtro de banda. Esta operação é promovida pelo condicionamento químico das lamas com polieletrólito. As escorrências resultantes são enviadas para o reator biológico juntamente com os sobrenadantes provenientes do espessador gravítico. Para o transporte das lamas desidratadas, são utilizados *big-bags*, por serem considerados um tipo de acondicionamento prático e pouco dispendioso.

### 3.2. Informação quantitativa e qualitativa da ETAR

Os dados relativos à operação da ETAR foram cedidos pela BA5 e dizem respeito aos anos de 2016 até julho de 2019. A informação disponibilizada inclui a caracterização quantitativa e qualitativa do efluente tratado e das lamas produzidas (espessadas e desidratadas), a caracterização qualitativa do efluente bruto e os dados associados ao reator biológico e à recirculação de lamas. Os dados do reator biológico incluem informação relativa ao seu conteúdo (oxigénio dissolvido, pH, temperatura, condutividade e os sólidos sedimentáveis) e ao período de funcionamento dos arejadores. Foram também obtidos os sólidos sedimentáveis e o período de funcionamento das estações elevatórias relativamente à recirculação de lamas, assim como o período de funcionamento das estações elevatórias de lamas em excesso e de escumas.

#### 3.2.1. Caracterização quantitativa

Foram fornecidos os caudais mensais de efluente tratado da ETAR nos anos de 2016, 2017 e 2018, que se apresentam na Figura 3.1 (esta informação encontra-se também tabelada no Anexo I).

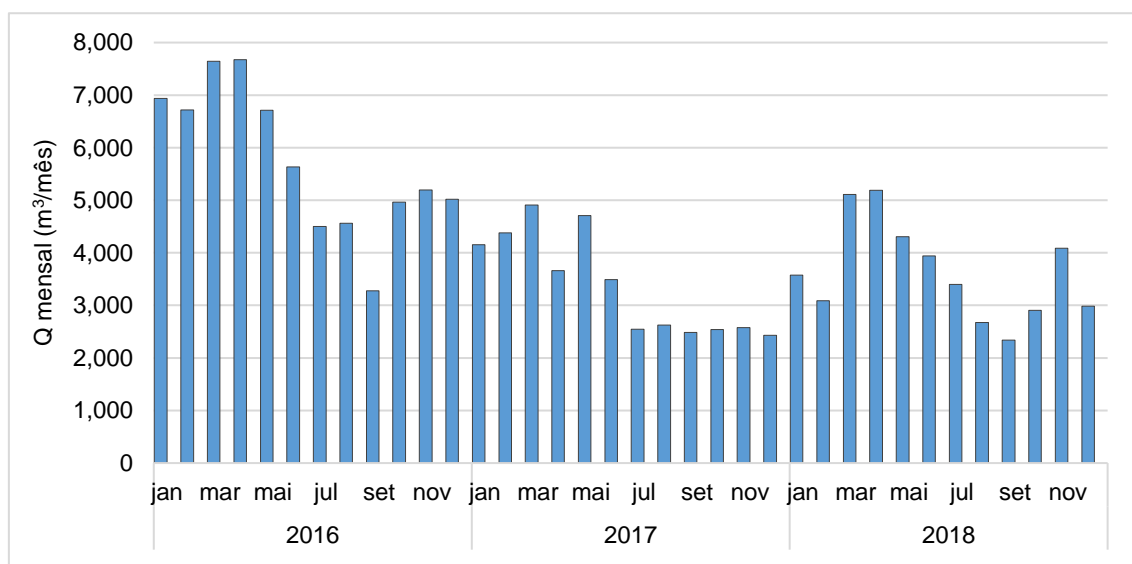


Figura 3.1 - Caudais mensais desde 2016 a 2018.

Pelo que se observa na Figura 3.1, os caudais diminuem muito durante os meses de verão, para cerca de metade dos caudais observados nos meses de inverno. Por outro lado, os

caudais registados em 2016 são superiores aos dos anos seguintes, o que poderá ser explicado pela redução da população.

A Figura 3.2 a seguir apresenta os caudais médios diários (Qmd) para cada mês, estimados com base na informação disponibilizada. Estão também representadas as médias calculadas para os anos de 2016, 2017 e 2018, que são de 189, 111 e 119 m<sup>3</sup>/dia, respetivamente, evidenciando uma redução abrupta a partir de 2016 e subsequente estabilização do caudal.

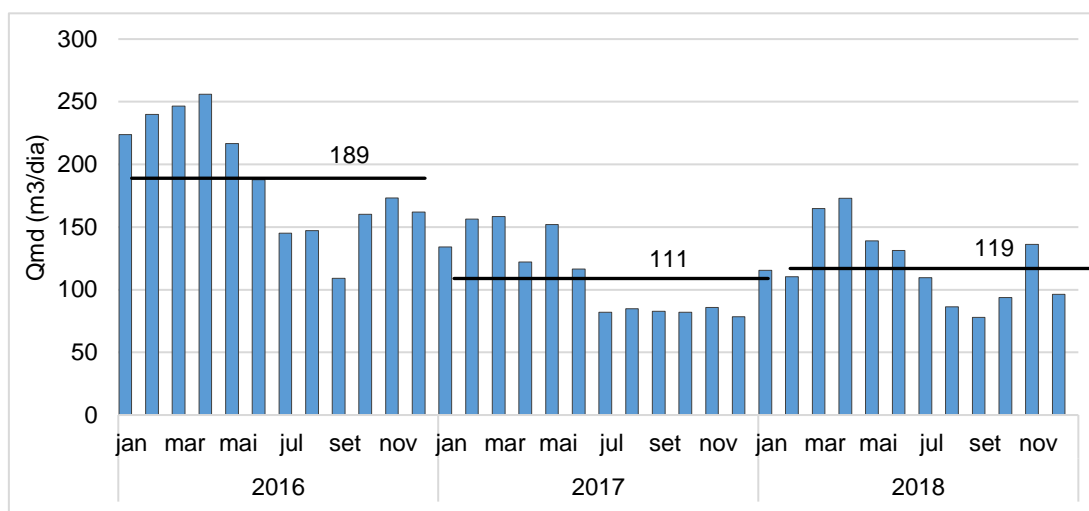


Figura 3.2 - Caudais médios diários estimados com base nos caudais mensais.

### 3.2.2. Caracterização qualitativa

A informação qualitativa disponibilizada para o efluente bruto foi suportada por apenas seis amostras pontuais, nas quais foram determinados os respetivos valores de pH, CBO<sub>5</sub> e N<sub>TOTAL</sub>. Esta informação encontra-se resumida na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Caracterização do efluente bruto em 2018 e 2019.

| Parâmetro                 | 2018  |       |          |          | 2019  |       |
|---------------------------|-------|-------|----------|----------|-------|-------|
|                           | Março | Junho | Setembro | Dezembro | Abril | Junho |
| pH                        | 7,8   | 7,9   | 8        | 7,9      | 5,3   | 8     |
| CBO <sub>5</sub> (mg/L)   | 180   | 170   | 130      | 85       | 22    | 240   |
| N <sub>TOTAL</sub> (mg/L) | 4,9   | 50    | 44       | 35       | 43    | 76    |

Como se observa na Tabela 3.1, os valores de pH situam-se entre 7 e 8 (com exceção da amostra de abril de 2019), o que está de acordo com a faixa de valores comumente associada às águas residuais urbanas. As concentrações de CBO<sub>5</sub> em abril de 2019 e de N<sub>TOTAL</sub>

em março de 2018 são demasiado baixas, o que poderá ser justificado por erros de amostragem e, ou analíticos. Excluindo estes valores, a média das concentrações é de 160 mg/L para a CBO<sub>5</sub> e de 50 mg/L para o N<sub>TOTAL</sub>. De acordo com Metcalf & Eddy (2003) e EPA (1997), os valores registados são característicos de águas residuais baixa a mediamente carregadas.

Em comparação com os dados do efluente bruto, a informação relativa ao efluente tratado é mais completa, totalizando 43 amostras compostas respeitantes a cada mês dos anos de 2016, 2017, 2018, e aos primeiros sete meses de 2019. As análises incluem os valores relativos aos parâmetros pH, CQO, CBO<sub>5</sub>, SST, N<sub>TOTAL</sub>, P<sub>TOTAL</sub>, hidrocarbonetos, óleos e gorduras, fenóis, chumbo, sulfuretos, ferro e zinco (toda esta informação encontra-se resumida no Anexo II)

Na Figura 3.3, apresentam-se os valores relativos ao pH do efluente tratado à saída do decantador secundário observados nos anos referidos.

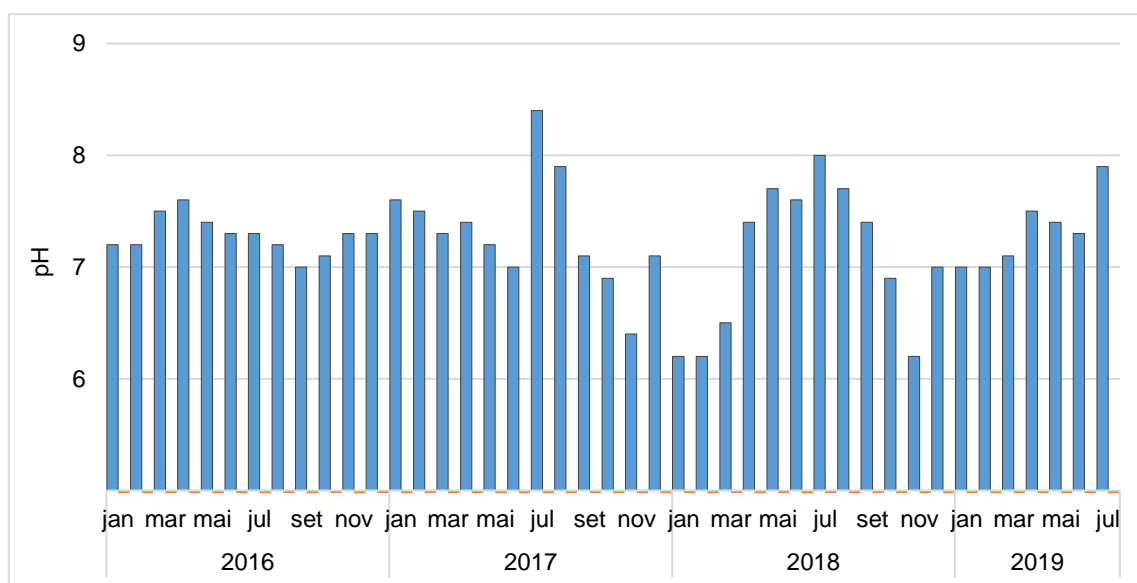


Figura 3.3 - Valores de pH do efluente tratado entre 2016 e 2019.

Como se pode observar, o pH em 2016 manteve-se praticamente constante entre 7 e cerca de 7,5, e a partir de meados de 2017 registaram-se variações acentuadas entre 6 e 8, com os valores mais elevados de pH ocorrendo nos meses mais quentes. Isto poderá ser justificado pela alteração das condições de afluência (redução de caudais e cargas). De acordo com o decreto-lei nº236/98, de 1 de agosto, estes valores de pH estão compreendidos na faixa de valores admissíveis para a descarga do efluente tratado, que varia entre 6 e 9.

Na Figura 3.4 apresentam-se as concentrações de CBO<sub>5</sub> do efluente tratado registadas nos anos referidos, bem como o limite de descarga imposto para este parâmetro (25 mg/L), de acordo com o decreto-lei nº152/97, de 19 de junho.

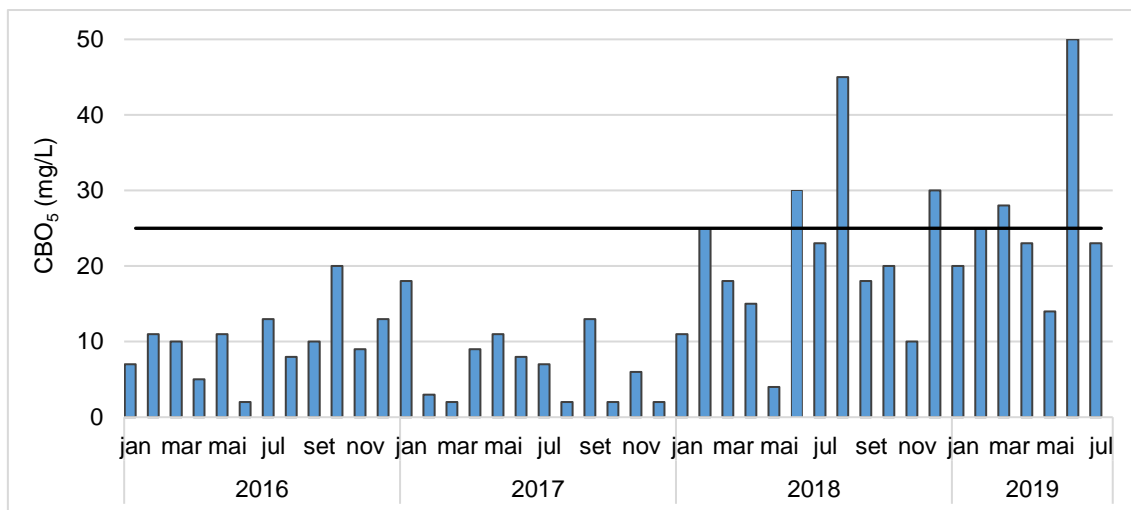


Figura 3.4 - Concentração de CBO<sub>5</sub> do efluente tratado entre 2016 e 2019.

Como se pode observar, os valores da CBO<sub>5</sub> aumentaram a partir de 2018. Enquanto nos anos de 2016 e 2017, o valor máximo registado não ultrapassou 20 mg/L, nos últimos dois anos excedeu frequentemente o seu valor máximo admissível para descarga.

Na Figura 3.5 apresentam-se as concentrações de N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado juntamente com o seu limite de descarga (15 mg/L).

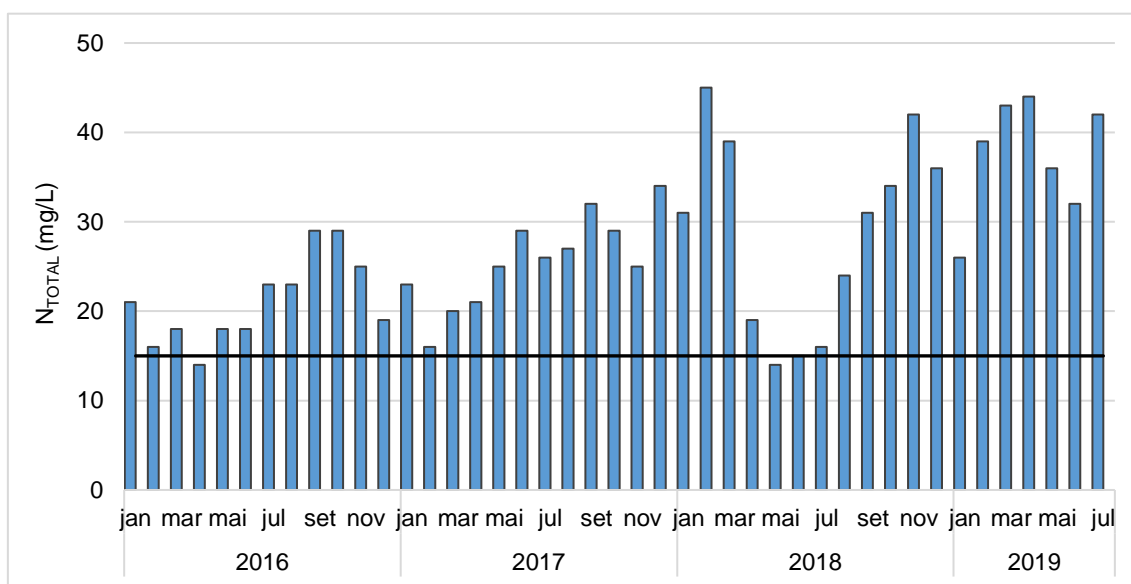


Figura 3.5 - Concentração de N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado entre 2016 e 2019.

Verifica-se que os valores de N<sub>TOTAL</sub> foram quase sempre superiores ao limite de descarga. Por outro lado, parece também ter ocorrido um aumento de N<sub>TOTAL</sub> ao longo dos anos, especialmente em 2019, cujos valores mínimo e máximo registados foram de 26 e 44 mg/L, respetivamente.

A Figura 3.6 apresenta os valores relativos às concentrações de CQO do efluente tratado

e o seu valor máximo admissível para descarga (125 mg/L).

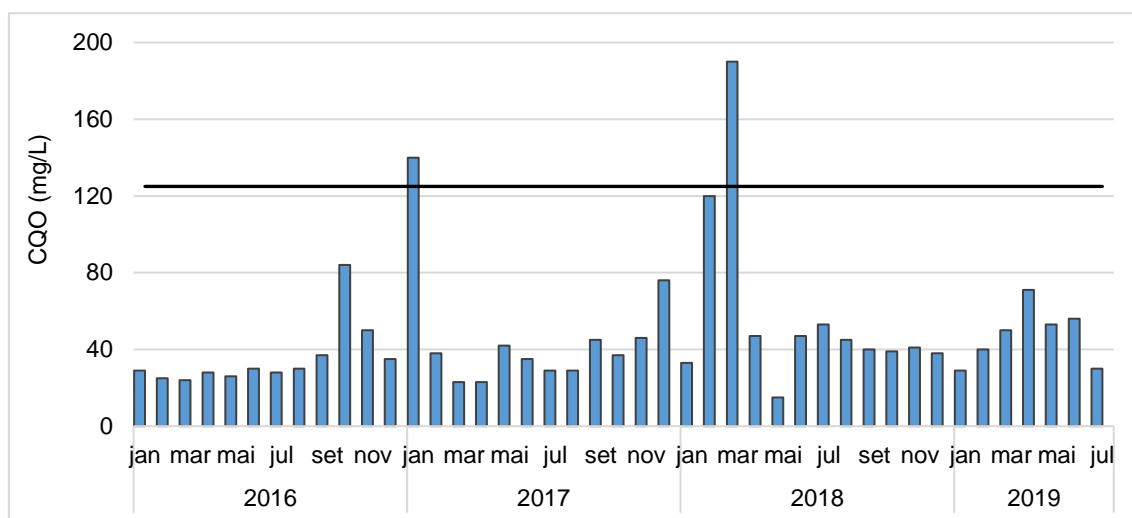


Figura 3.6 - Concentração de CQO no efluente tratado entre 2016 e 2019.

A concentração de CQO aumentou ligeiramente ao longo dos anos, passando de cerca de 30 mg/L em 2016 para 40 mg/L ou mais nos últimos dois anos. Com exceção dos meses de janeiro de 2017 e março de 2018, manteve-se inferior ao seu limite de descarga, indicando que a quantidade de matéria não biodegradável é pouco significativa, o que é típico em águas residuais domésticas.

Com base nos valores registados de CQO e  $CBO_5$ , a razão  $CQO/CBO_5$  ao longo dos anos foi estimada e é apresentada na Figura 3.7 juntamente com a razão  $CQO/CBO_5$  característica do efluente bruto doméstico (1,5).

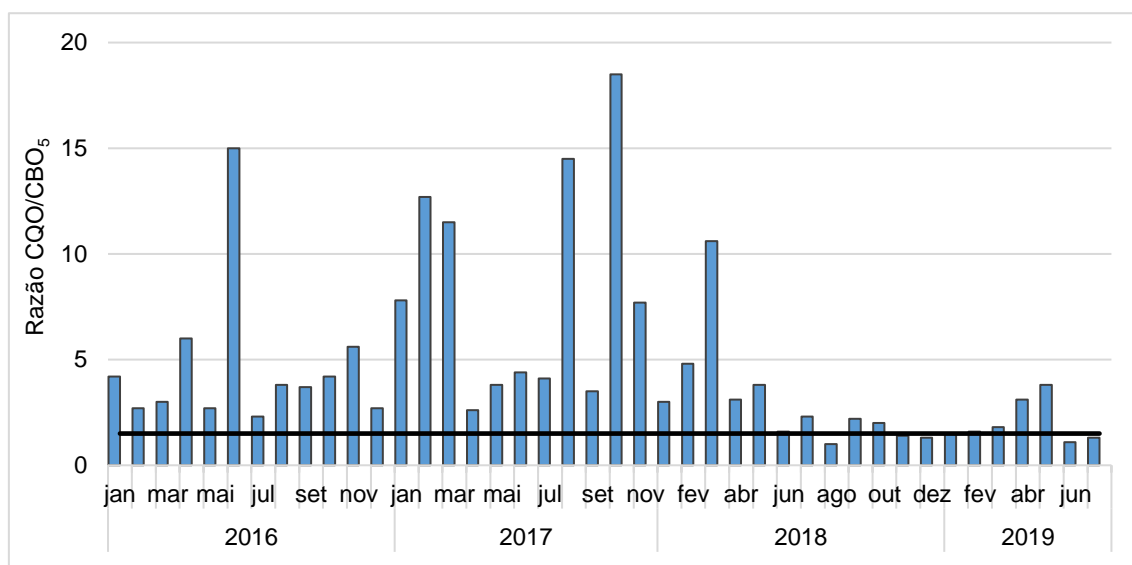


Figura 3.7 - Valores da razão  $CQO/CBO_5$  entre 2016 e 2019.

Espera-se que a razão CQO/CBO<sub>5</sub> aumente durante o tratamento biológico devido à redução da fração biodegradável, porém manteve-se geralmente constante e próximo de 1,5 nos últimos dois anos. Isto poderá decorrer da alteração das condições de afluência (redução de caudais e cargas).

Na Figura 3.8, apresentam-se os valores relativos às concentrações de SST no efluente tratado, bem como o limite de descarga imposto para este parâmetro (35 mg/L).

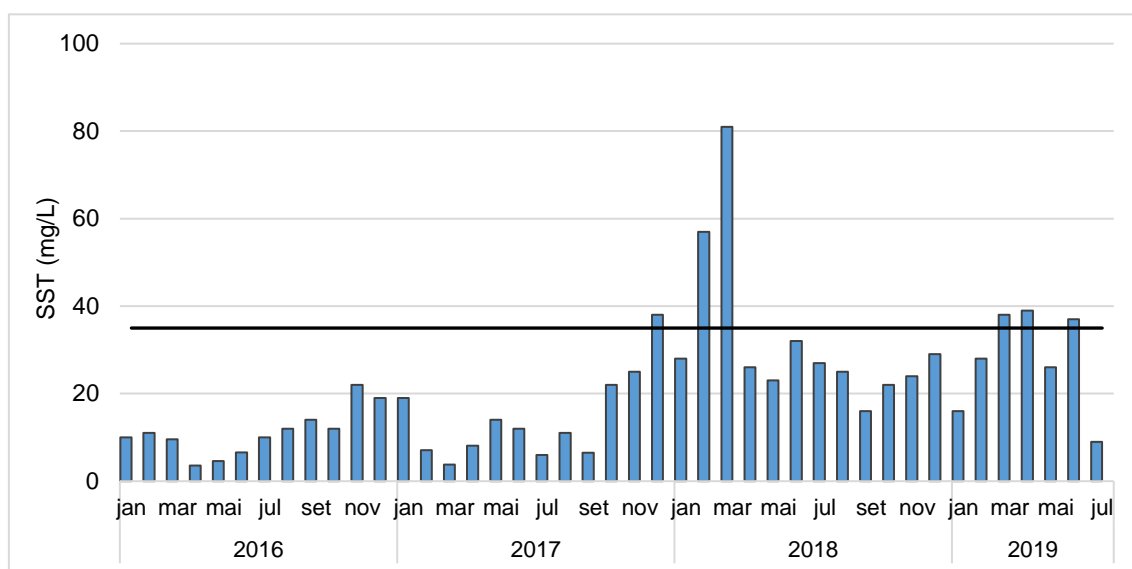


Figura 3.8 - Concentração de SST no efluente tratado entre 2016 e 2019.

Tal como as tendências de CBO<sub>5</sub> e N<sub>TOTAL</sub>, a concentração de SST no efluente tratado sofreu um aumento nos últimos dois anos, ficando próximo ou mesmo ultrapassando o seu valor máximo admissível para descarga.

A análise dos resultados mostra que o desempenho da ETAR, em termos de remoção de CBO<sub>5</sub>, CQO, N<sub>TOTAL</sub> e SST, tem vindo a piorar nos últimos dois anos e esta tendência parece estar acompanhada pela redução do caudal de efluente bruto. A redução do caudal está associada à diminuição da carga orgânica e ao aumento do tempo de retenção hidráulico, o que poderá concorrer, em conjunto com uma idade de lamas elevada, para a formação de *pin-point flocs* e *bulking* filamentoso, e para uma menor eficiência da separação sólido-líquido no decantador secundário. Por outro lado, um tempo de retenção hidráulico maior no decantador secundário poderá dar início a desnitrificação, com o azoto libertado a transportar consigo os flocos biológicos até à superfície (*rising sludge*). Estes efeitos poderão explicar os aumentos observados na CBO<sub>5</sub>, CQO e SST. No que se refere à concentração de N<sub>TOTAL</sub>, o seu aumento poderá ser explicado pela menor assimilação de azoto como consequência de uma reduzida carga mássica, a qual será suficiente para garantir a respiração, mas não a biossíntese dos microrganismos.

### 3.2.3. Caraterização geral

Os parâmetros relativos à operação do reator biológico incluem a concentração de oxigénio dissolvido, pH, temperatura e condutividade. Foi igualmente disponibilizada informação relativamente aos sólidos sedimentáveis (SS30) no reator e na recirculação de lamas, bem como o número de horas mensais de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias de recirculação de lamas, de extração de lamas em excesso e de escumas.

Os dados de oxigénio dissolvido (OD), pH, temperatura e condutividade relativos ao conteúdo do reator biológico (Anexo III) estão apresentados nas Figuras 3.9 a 3.12, respetivamente, desde 2016 até 2018 (não houve registos em março de 2017 e em julho, agosto, setembro e dezembro de 2018).

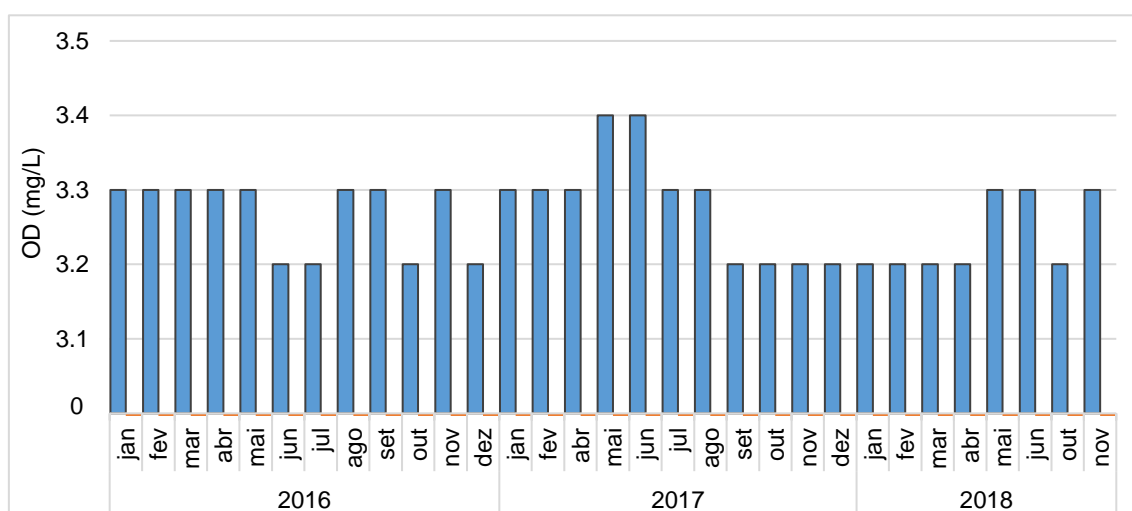


Figura 3.9 - Concentração de OD no reator biológico entre 2016 e 2018.

O arejamento intermitente no reator biológico é controlado entre dois set-points de OD medidos por uma sonda. O *setpoint* mais baixo, ao qual os arejadores começam a funcionar, é de 2 mg/L, e o mais alto é de 3 mg/L. De acordo com a Figura 3.9, as concentrações de OD variaram entre 3,2 e 3,4 mg/L, indicando que a medição de OD é efetuada com os arejadores em funcionamento.



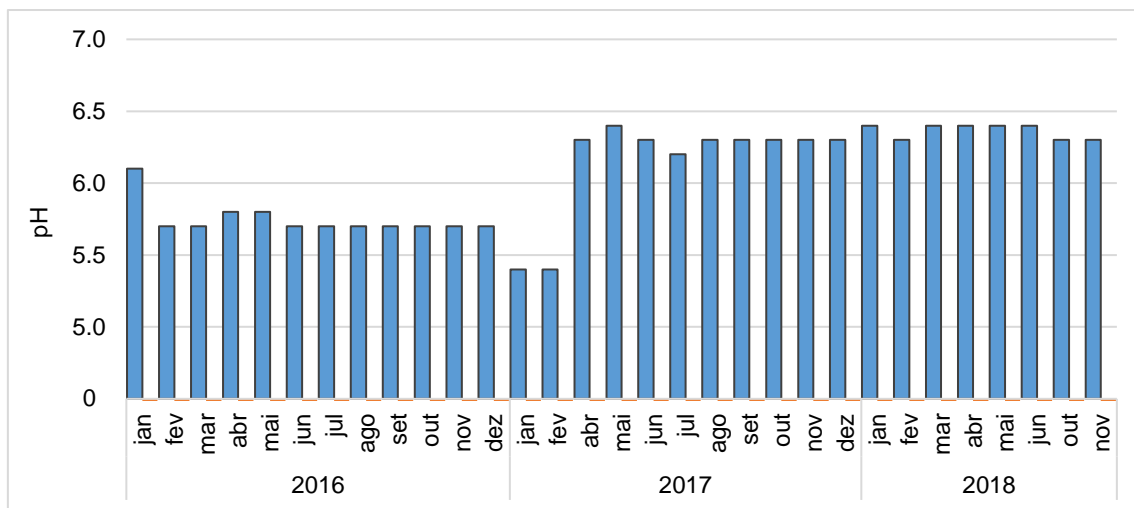


Figura 3.10 - Valores de pH no reator biológico entre 2016 e 2018.

Como se observa na Figura 3.10, o pH variou entre 5,4 e 6,4, o que poderá ser considerada uma faixa de valores baixa e justificada pelo consumo de alcalinidade associado à nitrificação que ocorrerá no reator biológico. O aumento acentuado de pH que se verifica a partir de 2017 poderá ser explicado pela alteração nas características qualitativas e quantitativas do efluente bruto (redução de caudais e cargas).

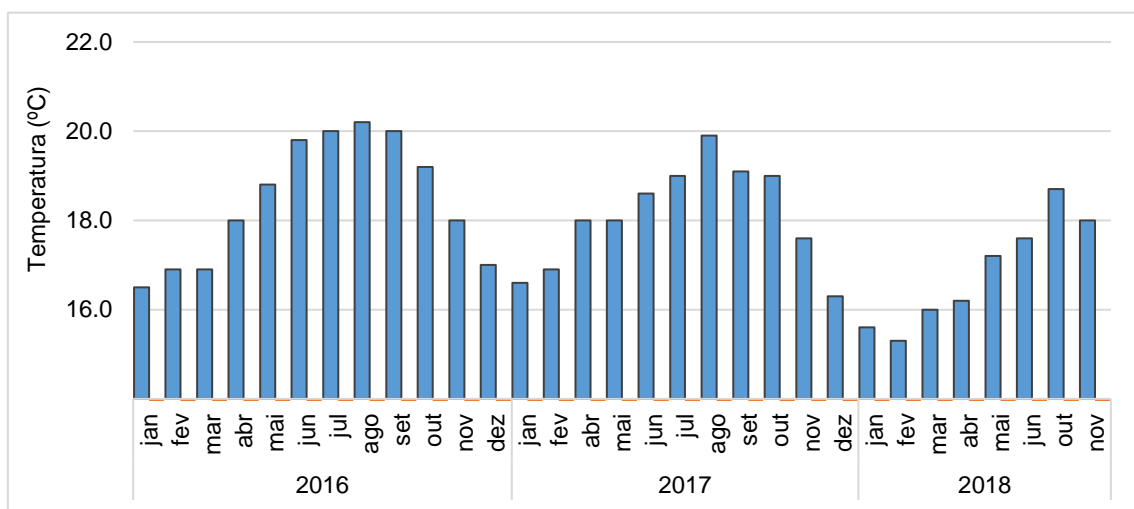


Figura 3.11 - Valores de temperatura no reator biológico entre 2016 e 2018.

Pelo que se observa na Figura 3.11 e, como seria de esperar, os maiores valores de temperatura observados no reator biológico ocorreram nos meses mais quentes, atingindo valores entre 18°C e 20°C, e baixando cerca de 2°C nos meses de inverno. A temperatura é um parâmetro importante para o funcionamento microbiano, condicionando igualmente a transferência de oxigénio.

A condutividade elétrica (Figura 3.12) está diretamente relacionada com a presença de substâncias capazes de conduzir corrente elétrica, nomeadamente os iões dissolvidos

inorgânicos, tais como sódio ( $\text{Na}^+$ ), cloretos ( $\text{Cl}^-$ ), hidrogénio ( $\text{H}^+$ ), azoto amoniacal ( $\text{NH}_3$  e  $\text{NH}_4^+$ ), nitratos ( $\text{NO}_3^-$ ), entre outros. Os compostos orgânicos, como a matéria orgânica, não são bons condutores elétricos e, por isso, a sua contribuição para a condutividade da água residual é pouco significativa.

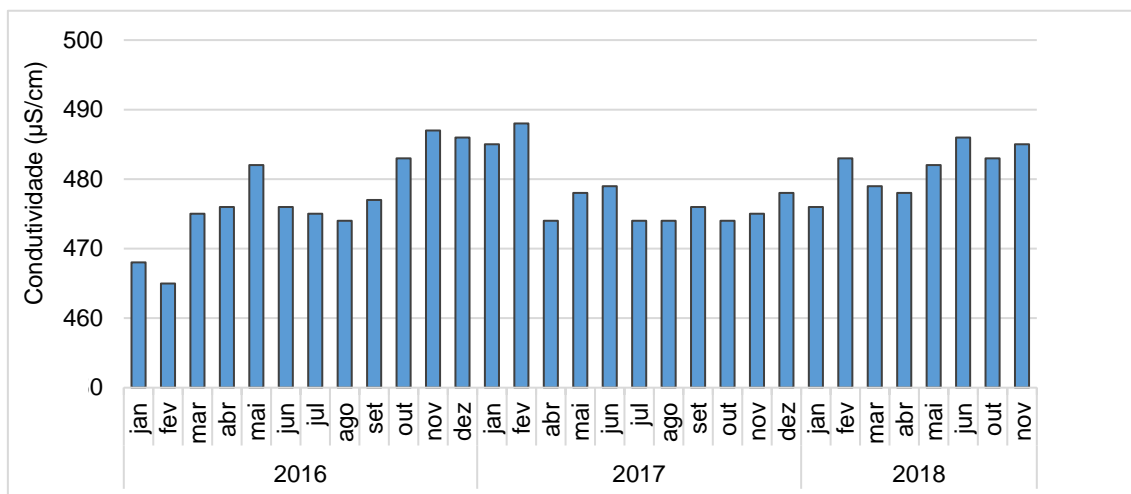


Figura 3.12 - Valores de condutividade no reator biológico entre 2016 e 2018.

A Figura 3.12 mostra que a condutividade elétrica manteve-se praticamente constante ao longo dos anos, variando entre 470 e cerca de 490  $\mu\text{S}/\text{cm}$ . Estes valores parecem ser relativamente baixos, porém não há informação suficiente relativa à composição iónica do conteúdo do reator biológico que permita analisar estes resultados em mais pormenor.

Os sólidos sedimentáveis (SS30) são determinados pelo teste do cone *Imhoff*, onde se verifica, ao fim de 30 minutos, o volume ocupado pelos sólidos em suspensão a partir de 1 litro de amostra. A Figura 3.13 apresenta os valores de SS30 registados no reator biológico e na recirculação de lamas para cada mês de 2016 até 2018 (esta informação encontra-se também tabelada no Anexo III).

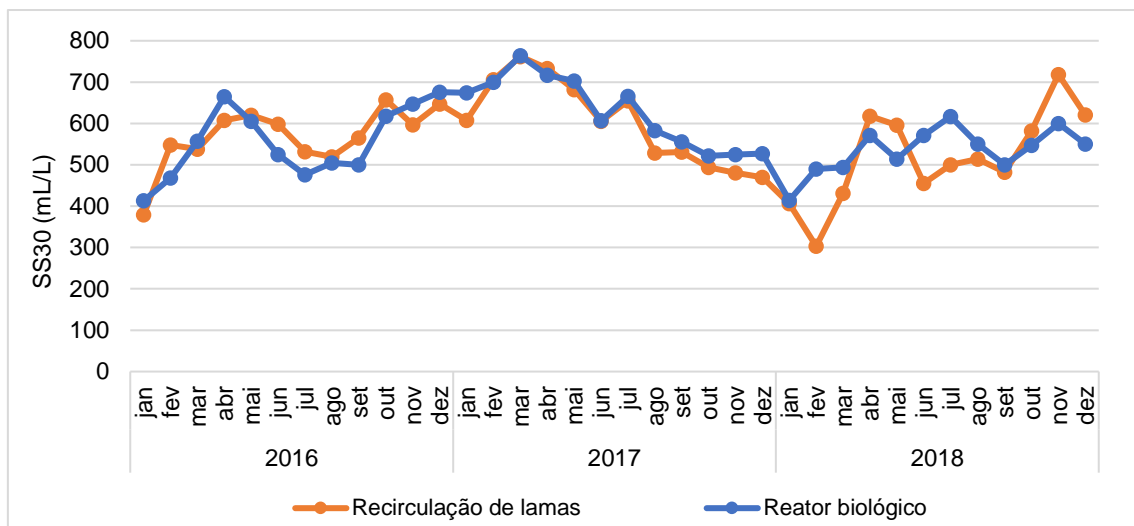


Figura 3.13 - Valores de SS30 no reator biológico e na recirculação de lamas entre 2016 e 2018.

Como se pode observar, o volume ocupado pelos sólidos em suspensão ao longo dos anos é praticamente igual no reator biológico e na recirculação de lamas, variando entre 400-700 mL/L. Com base no único valor disponibilizado para a concentração de MS no reator biológico (3 300 mg/L), foi estimado um IVL médio de 170 mL/g, que é um valor elevado e indica dificuldades de sedimentação e compactação das lamas no decantador secundário.

O conjunto de dados da ETAR é complementado com informação sobre o funcionamento mensal dos equipamentos mecânicos, nomeadamente os arejadores e as estações elevatórias anteriormente referidas, entre janeiro de 2017 e maio de 2019 (esta informação encontra-se também tabelada no Anexo IV).

A Figura 3.14 apresenta o conjunto de horas mensais que os dois arejadores estiveram em funcionamento no reator biológico.

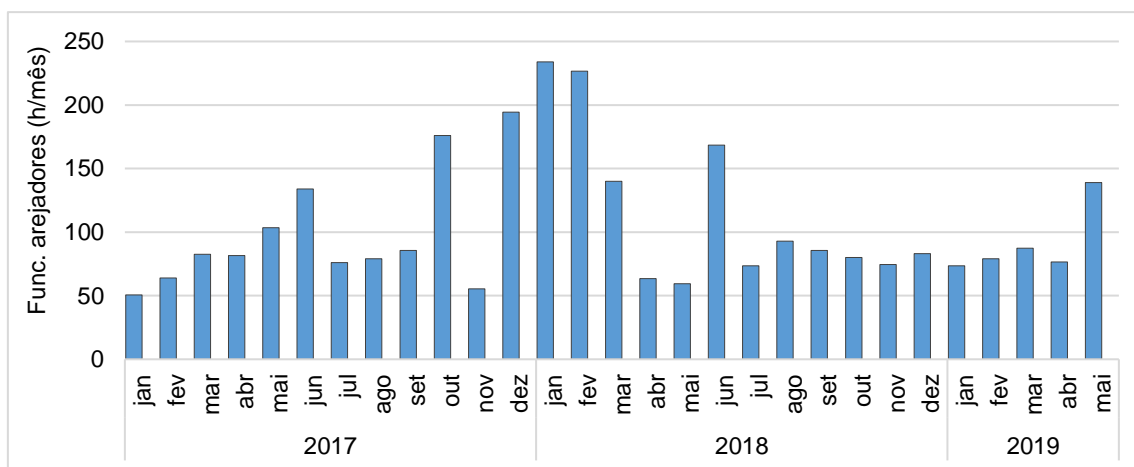


Figura 3.14 - Horas mensais dos arejadores entre 2017 e 2019.

O número de horas variou principalmente entre 50 e 100 horas por mês, exceto entre o

fim de 2017 e início de 2018, quando se registaram alguns valores superiores de cerca de 200 horas por mês.

Com base nesta informação, estimou-se o número de horas por dia que os arejadores trabalharam em cada mês, que é apresentado na Figura 3.15 juntamente com a respetiva média anual para 2017, 2018 e os primeiros cinco meses de 2019.

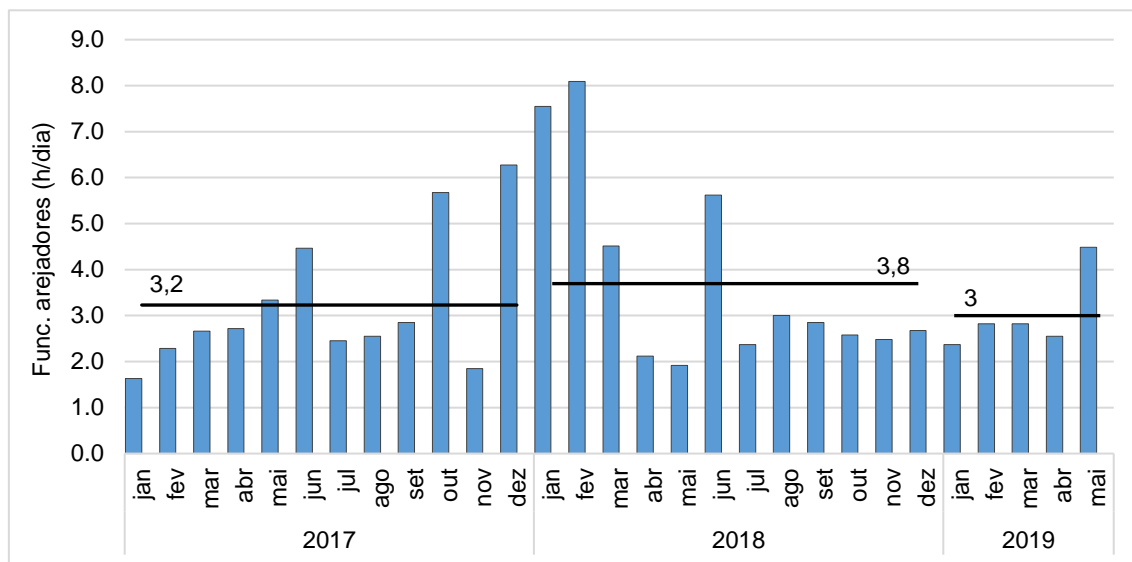


Figura 3.15 - Horas diárias de arejamento entre 2017 e 2019.

Como se pode observar, os arejadores operaram, em média, entre 3 e 4 horas por dia, o que equivale a cerca de 8 a 10 minutos por hora. Estes valores parecem baixos e poderão ser explicados pelos caudais reduzidos que têm afluído à ETAR nos últimos anos, conduzindo à diminuição da carga orgânica e, conseqüentemente, das necessidades de oxigénio face à remoção de substrato.

A Figura 3.16 apresenta o número de horas de funcionamento dos grupos elevatórios de recirculação de lamas, que trabalham alternadamente.

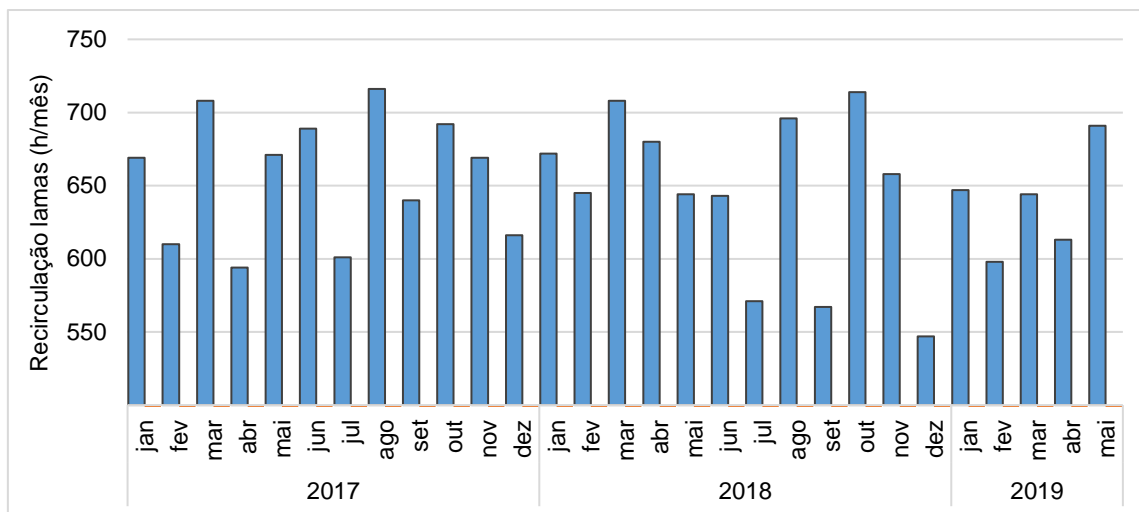


Figura 3.16 - Horas mensais de recirculação de lamas entre 2017 e 2019.

O tempo de operação das estações elevatórias variou entre 600 e 700 horas por mês desde 2017, correspondendo a um funcionamento de 20 a 24 horas por dia. Não parece haver qualquer relação entre as condições de afluência (características qualitativas e quantitativas) e o número de horas de funcionamento destes equipamentos.

### 3.2.4. Lamas produzidas

A informação relativa à quantidade de lamas produzidas, espessadas e desidratadas, anualmente entre 2014 e 2018, está resumida na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Produção anual de lamas entre 2014 e 2018

| Ano  | Produção de lamas (kg/ano) |
|------|----------------------------|
| 2014 | 27 520                     |
| 2015 | 21 820                     |
| 2016 | 29 780                     |
| 2017 | 15 440                     |
| 2018 | 13 940                     |

A redução abrupta que ocorre a partir de 2016 e subsequente estabilização da quantidade de lamas produzidas em 2017 e 2018 mostra que a produção de lamas é diretamente proporcional às condições de afluência.

Para validar a informação disponibilizada, foi estimada a quantidade teórica de lamas em excesso produzidas, de acordo com a seguinte sequência de cálculo:

- 1) Lamas em excesso (kg/dia) = carga orgânica a remover (kg CBO<sub>5</sub>/dia) x produção específica de lamas em excesso (kg MS/kg CBO<sub>5</sub> a remover);
- 2) Lamas em excesso, espessadas e desidratadas (kg/dia) = lamas em excesso

(kg/dia) x retenção de sólidos do espessador gravítico (%) x retenção de sólidos da desidratação (%).

Admitindo uma capitação de CBO<sub>5</sub> de 60 g/hab.dia e uma população atual da base aérea de 700 habitantes calculou-se a quantidade de CBO<sub>5</sub> que afluí ao reator biológico. A quantidade de CBO<sub>5</sub> presente no efluente tratado é obtida com base no limite de descarga de CBO<sub>5</sub> imposto pelo decreto-lei referido (25 mg/L) e no caudal afluente à ETAR, tendo sido utilizado um caudal médio diário semelhante aos estimados nos anos mais recentes, ou seja, 120 m<sup>3</sup>/dia (ver Figura 3.2). Assumindo que a produção específica de lamas em excesso é de 0,8 (que é um valor característico do regime de arejamento prolongado), a quantidade de lamas em excesso estimada atualmente é de cerca de 40 kg/dia. Para obter a quantidade de lamas produzidas depois de espessadas e desidratadas, assumiu-se uma retenção de sólidos de 95%, quer no espessamento gravítico, quer na desidratação de lamas, sendo este um valor comumente observado nestas operações. Foi assim obtida uma quantidade de lamas produzidas de cerca de 37 kg/dia, o que equivale a 13 505 kg/ano. Este valor é comparável aos valores registados em 2017 e 2018, de 15 440 kg/ano ( $\approx$  42 kg/dia) e 13 940 kg/ano ( $\approx$  38 kg/dia), respetivamente.

A caracterização qualitativa das lamas produzidas diz respeito a 2016 e inclui vários parâmetros analíticos, nomeadamente agentes patogénicos, pH e quantidade de matéria orgânica e azoto relativamente à matéria seca, que se apresenta no Anexo V. O teor de matéria seca das lamas produzidas é de 13%, que é um valor reduzido, porém não existe informação suficiente para analisar este resultado de forma mais detalhada.

### **3.3. Determinação dos parâmetros operacionais associados ao processo de lamas ativadas**

Com base nos dados fornecidos, foi possível determinar os parâmetros operacionais que caracterizam o processo de lamas ativadas da ETAR, nomeadamente o tempo de retenção hidráulico, carga mássica e idade de lamas.

#### **3.3.1. Tempo de retenção hidráulico**

O tempo de retenção hidráulico no reator biológico é calculado através da equação (2.5)

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (2.5)$$

na qual TRH é o tempo de retenção hidráulico (dias); V é o volume do reator biológico (m<sup>3</sup>); Q é o caudal do efluente bruto (m<sup>3</sup>/dia).

Utilizando os caudais médios diários estimados para cada mês entre 2016 e 2018 (ver Figura 3.2), foram obtidos os valores de TRH apresentados na Figura 3.17.

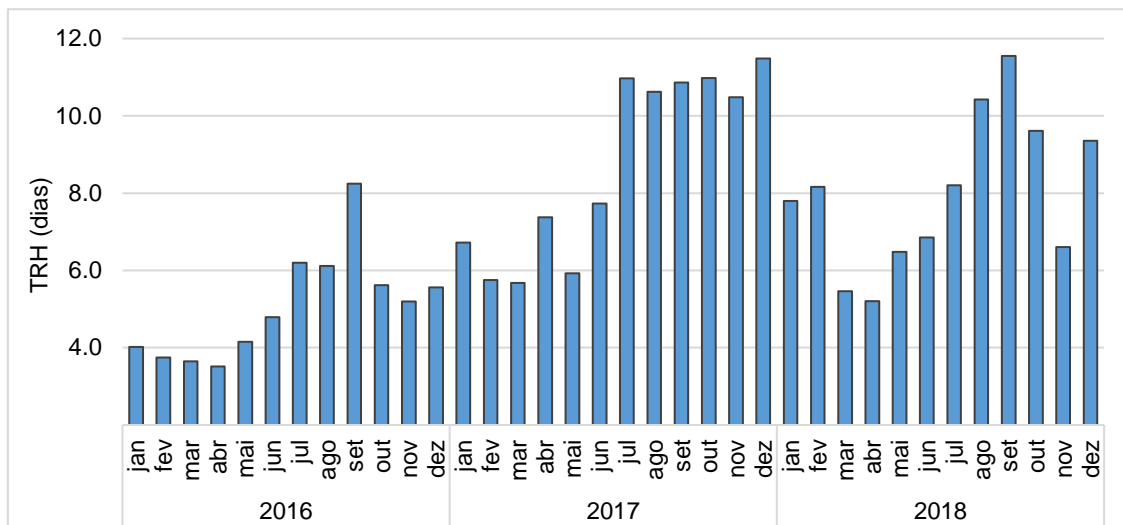


Figura 3.17 - Tempo de retenção hidráulico entre 2016 e 2018.

Pelo que se observa na Figura 3.17, o TRH variou entre 4 e 6 dias em 2016, e nos anos seguintes passou a variar entre 6 e 12 dias, resultando numa média de cerca de 8 dias. Como seria de esperar, verifica-se também que o TRH, de um modo geral, é maior nos meses de verão, em que a população será mais reduzida. Os valores estimados são muito superiores à faixa observada numa ETAR em regime de arejamento prolongado, que normalmente varia entre 20 e 30 horas (cerca de 1 dia), indicando que o volume do reator biológico está muito sobredimensionado relativamente à atual população da base aérea.

### 3.3.2. Carga mássica

A carga mássica (F/M) é obtida através da equação (2.6)

$$\frac{F}{M} = \frac{S * Q}{V * MVS} \quad (2.6)$$

na qual F/M é a carga mássica (kg CBO<sub>5</sub>/kg MVS.d); S é a concentração de substrato (kg/m<sup>3</sup>); Q é o caudal afluente (m<sup>3</sup>/dia); V é o volume do reator biológico (m<sup>3</sup>); MVS é a matéria volátil suspensa (kg/m<sup>3</sup>).

A concentração de substrato (S), mais concretamente de CBO<sub>5</sub>, utilizada para obter a carga mássica (F/M) representa a média dos valores relativos às amostras de efluente bruto, que é de 160 mg/l. No que se refere ao caudal (Q), utilizou-se um caudal médio diário semelhante aos estimados nos anos mais recentes, ou seja, 120 m<sup>3</sup>/dia. Assumindo que a MVS é 80% da MS, e utilizando 3,3 kg/m<sup>3</sup> de MS tal como determinado recentemente numa análise pontual, a concentração de MVS é cerca de 2,6 kg/m<sup>3</sup>. Foi então estimada uma carga mássica de 0,008 kg

CBO<sub>5</sub>/kg MVS.dia, que é um valor muito inferior à faixa ideal para o tratamento em regime de arejamento prolongado, nomeadamente de 0,05 – 0,15 kg CBO<sub>5</sub>/kg MVS.dia. Isto indica que a quantidade de matéria orgânica tornou-se demasiado baixa para a quantidade de microrganismos presentes no volume excessivo do reator biológico. Este efeito poderia ser compensado por uma redução de biomassa através da purga de lamas em excesso.

### 3.3.3. Idade de lamas

A idade de lamas ( $\Theta$ ) pode ser obtida através da equação (2.7)

$$\Theta = \frac{V * MS}{P_x} \quad (2.7)$$

na qual  $\Theta$  é a idade de lamas; V é o volume do reator biológico; MS é a matéria suspensa; P<sub>x</sub> é a quantidade de lamas em excesso.

A quantidade de lamas em excesso, tal como estimada anteriormente e confirmada pelos valores registados em 2017 e 2018, é de 40 kg/dia. Estimou-se assim uma idade de lamas de 75 dias, que é um valor muito elevado relativamente à faixa comum de 15 a 30 dias observada para este parâmetro. Isto confirma as observações anteriores quanto ao atual mau desempenho e sobredimensionamento da ETAR.

## 3.4. Síntese da informação disponibilizada

De acordo com a informação disponibilizada, importa salientar o seguinte:

- No que se refere ao caudal afluyente, verificou-se uma redução abrupta a partir de 2016, possivelmente como consequência da diminuição da população na base aérea, resultando num tempo de retenção hidráulico elevado no reator biológico (6 a 12 dias) e no decantador secundário, uma idade de lamas igualmente elevada (75 dias) e uma carga mássica muito reduzida (0,008 kg CBO<sub>5</sub>/kg MVS.dia). Estes valores refletem o sobredimensionamento da ETAR e apontam para a ocorrência de problemas de sedimentabilidade das lamas no decantador secundário, nomeadamente a formação de *pin-point flocs*, *bulking* filamentoso e *rising sludge*, os quais explicarão os aumentos de CBO<sub>5</sub>, CQO e SST observados no efluente tratado. Por outro lado, a redução da carga mássica representa um constrangimento para a assimilação de azoto, pois a ocorrência da biossíntese diminui. Isto poderá explicar o aumento da concentração de N<sub>TOTAL</sub> no efluente tratado.



- No que se refere ao conteúdo do reator biológico, verificam-se valores de pH entre 5,4 e 6,4, oxigénio dissolvido entre 3,2 e 3,4 mg/L, temperatura entre 16 e 20°C, e condutividade entre 470 e 490  $\mu\text{S/cm}$ . Os valores baixos de pH poderão ser justificados pela nitrificação que ocorrerá no reator biológico.
- Os sólidos sedimentáveis (SS30) são idênticos no reator biológico e na recirculação de lamas, variando entre 400 e 700 ml/L. Foi determinado um IVL médio de 170 ml/g, que é considerado elevado e indica dificuldades na sedimentação e compactação das lamas no decantador secundário.
- O número de horas de funcionamento dos arejadores é de apenas 3 a 4 horas por dia, enquanto as estações elevatórias de recirculação de lamas trabalham entre 20 e 24 horas por dia.
- A quantidade de lamas produzidas, especialmente entre 2016 e 2018, revela uma proporcionalidade direta com o caudal de efluente bruto. Por outro lado, os valores das lamas produzidas em 2017 e 2018 estão de acordo com o valor estimado teoricamente, assumindo que nestes anos a população era de cerca de 700 habitantes.

De forma a ser realizada uma análise mais completa do processo de tratamento, o efluente bruto deveria ser monitorizado mais regularmente, incluindo parâmetros adicionais, nomeadamente a CQO. No reator biológico e recirculação de lamas, deveriam ser medidos mais regularmente a matéria suspensa (MS) e a respetiva matéria volátil suspensa (MVS), a fim de determinar com mais fiabilidade a carga mássica e a idade de lamas, os quais são parâmetros fundamentais para a avaliação do desempenho do processo de lamas ativadas.



## 4. Metodologia

Atualmente, a ETAR da BA5 funciona apenas com o objetivo de remover matéria orgânica. Para isso, é mantido um nível elevado de oxigênio dissolvido (OD) no reator biológico ajustando os *setpoints* máximo e mínimo do arejamento para 3 e 2 mg/L, respetivamente. Isto resulta na oxidação da matéria orgânica com libertação de dióxido de carbono e do azoto amoniacal a nitrato. A fim de remover também o azoto, é necessário criar condições anóxicas para que ocorra desnitrificação com libertação de azoto gasoso. Tal pode ser conseguido reduzindo os *setpoints* de OD para valores que ainda garantam a nitrificação, mas que permitam a desnitrificação. Alternativamente, e de uma forma mais convencional, o reator biológico poderá ser compartimentado numa zona anóxica e noutra aeróbia, sendo a primeira alimentada pela matéria orgânica afluente e pelos nitratos recirculados desde a zona aeróbia, num processo chamado Ludzack-Ettinger modificado. Estas duas configurações foram avaliadas através de modelação com o programa ASIM incorporando o modelo cinético ASM1.

O volume de reator biológico ideal para as atuais condições de afluência à ETAR e as respetivas condições de operação foram também determinados utilizando o programa ASIM.

Conforme o caso, as simulações foram realizadas em condições de estado estacionário e, ou dinâmicas, tendo sido igualmente avaliada a desnitrificação no decantador secundário. Um sistema está em estado estacionário quando as suas variáveis permanecem inalteradas ao longo do tempo. Por outro lado, diz-se que um sistema dinâmico cíclico atingiu o estado estacionário cíclico quando a variação dos parâmetros ao longo de um ciclo é a mesma de um ciclo para outro. Uma modelação destas condições é designada uma análise dinâmica em estado estacionário. Este será o caso de uma ETAR quando são tidas em conta as suas variações diurnas, que se repetem de dia para dia. Por razões de simplicidade, passa-se a designar estado estacionário o caso em que se utilizam apenas os valores médios de entrada, e simulação dinâmica quando se tem em conta as variações diurnas das condições de afluência. A simulação dinâmica permite alcançar valores mais precisos do que o estado estacionário e é especialmente importante ao avaliar o processo de desnitrificação, pois a eficiência deste é mais suscetível a variações das cargas de azoto e matéria orgânica.

As variações das condições de afluência a uma ETAR podem ser estimadas a partir da informação apresentada em Metcalf & Eddy (2003) relativas ao caudal de efluente bruto e concentração de CBO<sub>5</sub>, que se apresentam na Figura 4.1.

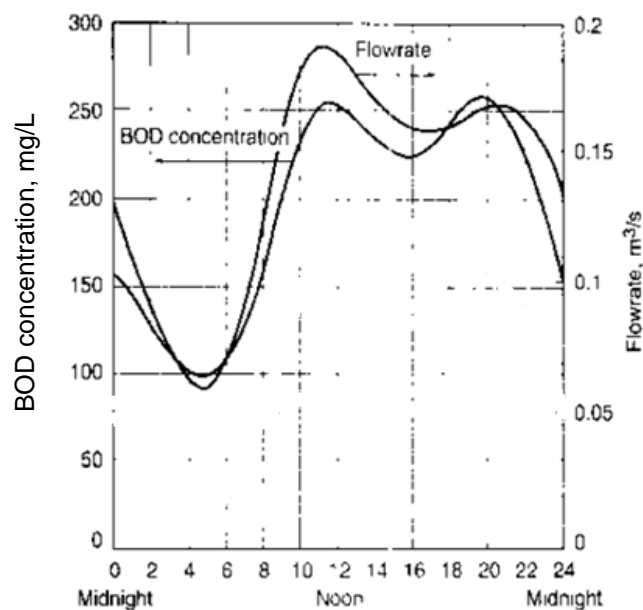


Figura 4.1 - Variações típicas das condições afluente de uma ETAR

Como se pode observar, o caudal de efluente bruto segue um padrão ligeiramente diferente da concentração de  $\text{CBO}_5$ , mas em ambos os casos são observados valores mais reduzidos durante a madrugada, que aumentam depois até ao final da manhã, atingindo o primeiro pico do dia entre as 11:00h e 13:00h. É registado outro pico entre as 19:00h e 22:00h. Admite-se que as concentrações de  $\text{CQO}$  e  $\text{N}_{\text{TOTAL}}$  variam do mesmo modo que a concentração de  $\text{CBO}_5$ .

#### 4.1. Descrição do programa ASIM

Ao abrir o programa, surge uma barra de ferramentas no canto superior esquerdo (Figura 4.2), que engloba todas as funcionalidades para a sua operação.

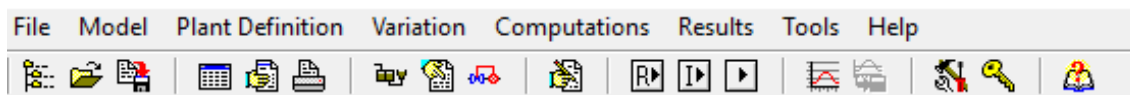


Figura 4.2 - Barra de ferramentas do programa ASIM

É necessário primeiro escolher o modelo cinético de lamas ativadas que o programa vai utilizar. Na secção "Model", este é selecionado na subsecção "Load ASIM Model". O modelo inclui todos os parâmetros cinéticos e estequiométricos definidos por defeito, assim como a sua dependência da temperatura. Neste caso, foi escolhido o ASM1. De seguida, constrói-se o diagrama linear do reator biológico. O programa permite optar entre vários tipos de reatores, incluindo mistura completa, fluxo pistão, descontínuos sequenciais, entre outras configurações. Neste caso, selecionou-se o reator de mistura completa (processo de lamas ativadas) através

de “*Define new Flowscheme*” na secção “*Plant Definition*”. No decantador secundário, é assumido que há uma separação completa do material particulado da água residual, ou seja, a eficiência da separação sólido-líquido é de 100%. De forma a incluir a desnitrificação que ocorre no manto de lamas do decantador secundário, o ASIM modela este processo como se tivesse lugar num reator individual situado a montante do reator biológico. Assim, o efluente bruto entrará agora no segundo reator (reator biológico), enquanto as lamas são recirculadas desde o decantador secundário até ao primeiro reator, tal como observado na Figura 4.3. Para este reator, admite-se que o seu volume, ou seja, o volume do manto de lamas, constitui 30% do volume do decantador secundário, tendo este de ser subsequentemente ajustado. A inclusão do reator do manto de lamas é efetuada selecionando dois reatores na subsecção “*Edit Flowscheme*” da secção “*Plant Definition*”.

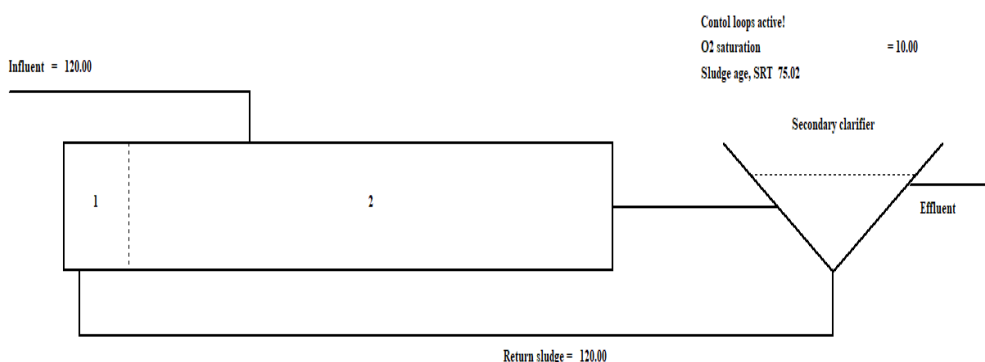


Figura 4.3 - Diagrama esquemático do processo de lamas ativadas no ASIM.

Quando é considerada a alternativa de dividir o reator biológico numa zona anóxica e noutra aeróbia, são então escolhidos três reatores, em que um representa o manto de lamas e os outros dois a compartimentação do primeiro órgão.

A caracterização das condições iniciais de afluência do efluente bruto e do processo de lamas ativadas é efetuada na subsecção “*Edit Flowscheme*” da secção “*Plant Definition*”. Em primeiro lugar, em “*Definition*”, são inseridas as principais condições de operação, nomeadamente os valores de caudal afluente, de recirculação externa de lamas, interna de nitratos, e de sobrenadantes e escorrências provenientes da fase de tratamento de lamas, expressos em m<sup>3</sup>/dia. São também escolhidas a idade das lamas (dias), a concentração de saturação para o oxigénio dissolvido (mg/L) e a temperatura (°C) de operação do reator, como se observa na Figura 4.4. Para finalizar esta caracterização, é necessário ainda introduzir os volumes do reator biológico e do decantador secundário em “*Reactors and secondary clarifiers*”, sendo depois selecionada quer a concentração de oxigénio dissolvido (mg/L) no reator, quer a capacidade de transferência de oxigénio (d<sup>-1</sup>) do reator (Figura 4.5). Em relação à caracterização da água residual afluente à ETAR, a matéria orgânica (expressa em CQO) e o azoto total (N<sub>TOTAL</sub>) são fracionados em material solúvel e particulado em “*Influent concentrations*”, sendo também

introduzidos os valores de oxigénio e de alcalinidade característicos do efluente bruto (Figura 4.6).

Flowscheme:

Definition | Reactors and secondary clarifiers | Initial conditions | Influent concentrations | State of plant

Number of reactors:  Number of secondary clarifier compartments:

1. influent flowrate:  directed to reactor Nr.:

2. influent flowrate:  directed to reactor Nr.:

Return sludge flowrate:  directed to reactor Nr.:

1. internal recirculation flowrate:  taken from reactor Nr.:

directed to reactor Nr.:

2. internal recirculation flowrate:  taken from reactor Nr.:

directed to reactor Nr.:

Sludge age (SRT) (>7.500)

Saturation concentration for oxygen:  Operating temperature:

Figura 4.4 - Inserção das características principais do processo de lamas ativadas.

Flowscheme:

Definition | Reactors and secondary clarifiers | Initial conditions | Influent concentrations | State of plant

| Reactors    | Volume  | O2 Setpoint | Kla Value |
|-------------|---------|-------------|-----------|
| Reactor 1   | 900.000 | 0.000       | 100.000   |
| Clarifier 1 | 370.000 |             |           |

Figura 4.5 - Características do reator e do decantador secundário.

Flowscheme:

Definition | Reactors and secondary clarifiers | Initial conditions | Influent concentrations | State of plant

Concentrations of 1. influent

for dissolved species:

| Species | Oxygen | O2 | Inert COD | Substrate COD | Ammonium N | Nitrate N | organic N | Alkalinity mol |
|---------|--------|----|-----------|---------------|------------|-----------|-----------|----------------|
| values  | 2.000  |    | 8.000     | 60.000        | 45.000     | 0.000     | 0.000     | 8.000          |

for particulate species:

| Species | Inert COD | Substrate COD | Het BM COD | Aut BM COD | Part XP COD | Org Nitrogen |
|---------|-----------|---------------|------------|------------|-------------|--------------|
| values  | 46.000    | 135.000       | 20.000     | 0.000      | 0.000       | 0.000        |

Figura 4.6 - Caracterização da água residual

A simulação da ETAR em estado estacionário é efetuada ao selecionar o módulo “*Integration*”, que se encontra na barra de ferramentas do ASIM. É introduzido um tempo de integração suficientemente elevado para que se verifique um comportamento constante ao longo do tempo, ou seja, para que se atinja o estado estacionário. As concentrações de CQO e N<sub>TOTAL</sub>

no efluente tratado e nas lamas produzidas, bem como a concentração de OD consumido no reator biológico, podem ser observadas na subsecção “*Show State of Plant*”.

Na simulação dinâmica, os valores estimados das variações diurnas das condições de afluência (a partir da Figura 4.1) são inseridos na secção “*Variation*”, onde se pode seleccionar um novo ficheiro, ou um que já esteja calibrado para o sistema em causa. Antes de inserir os valores, é necessário escolher um número de ciclos suficiente para assegurar que é ultrapassado o estado transitório das integrações e é estabelecido um padrão diurno repetitivo.

Na Figura 4.7, os valores atuais são automaticamente convertidos em valores relativos ao estabelecer o valor 1 na linha “*Average*”. É também possível simular cenários de aumento ou redução do afluente ao longo do ciclo, alterando o valor na linha “*Factor*”. Por exemplo, se for estabelecido um valor de 1.30, então a água residual apresenta um aumento de 30% de carga em relação ao cenário de referência.

| Variation |         |                   |           |                     |            |                       |             |
|-----------|---------|-------------------|-----------|---------------------|------------|-----------------------|-------------|
| Options   | Inflows | dissolved species |           | particulate species |            | kla's or O2 setpoints | temperature |
| time step | Oxygen  | O2                | Inert COD | Substrate COD       | Ammonium N | Nitrate N             | orgar       |
| 0- 2 hrs  | 1.000   |                   | 0.595     | 0.595               | 0.598      | 1.000                 | 1.00        |
| 2- 4 hrs  | 1.000   |                   | 0.314     | 0.314               | 0.310      | 1.000                 | 1.00        |
| 4- 6 hrs  | 1.000   |                   | 0.329     | 0.329               | 0.332      | 1.000                 | 1.00        |
| 6- 8 hrs  | 1.000   |                   | 0.976     | 0.976               | 0.974      | 1.000                 | 1.00        |
| 8-10 hrs  | 1.000   |                   | 1.638     | 1.638               | 1.638      | 1.000                 | 1.00        |
| 10-12 hrs | 1.000   |                   | 1.586     | 1.586               | 1.594      | 1.000                 | 1.00        |
| 12-14 hrs | 1.000   |                   | 1.338     | 1.338               | 1.328      | 1.000                 | 1.00        |
| 14-16 hrs | 1.000   |                   | 0.957     | 0.957               | 0.952      | 1.000                 | 1.00        |
| 16-18 hrs | 1.000   |                   | 0.810     | 0.810               | 0.819      | 1.000                 | 1.00        |
| 18-20 hrs | 1.000   |                   | 1.124     | 1.124               | 1.129      | 1.000                 | 1.00        |
| 20-22 hrs | 1.000   |                   | 1.290     | 1.290               | 1.284      | 1.000                 | 1.00        |
|           | Oxygen  | O2                | Inert COD | Substrate COD       | Ammonium N | Nitrate N             | organic     |
| Factor    | 1.000   |                   | 1.000     | 1.000               | 1.000      | 1.000                 | 1.000       |
| Average=A | 1.000   |                   | 1.000     | 1.000               | 1.000      | 1.000                 | 1.000       |
| A Factor  | 1.000   |                   | 1.000     | 1.000               | 1.000      | 1.000                 | 1.000       |
| Load      | 1.000   |                   | 1.174     | 1.174               | 1.174      | 1.000                 | 1.000       |

Figura 4.7 - Variação de Qmd, CQO e N<sub>TOTAL</sub> para a simulação dinâmica

Assim, é possível obter os valores da simulação dinâmica do modelo e compará-los com os dados reais. Os resultados são visualizados ao seleccionar na subsecção “*Show Results*” da secção “*Results*”, encontrada na barra de ferramentas do programa.

O programa ASIM permite ainda que o sistema de arejamento seja controlado intermitentemente (sistema *on/off*), sendo o coeficiente de transferência de oxigénio (K<sub>La</sub>) o parâmetro determinante para o mecanismo de controlo. Para esta opção, é necessário ir à subsecção “*Control loops*” da secção “*Plant Definition*”. O mecanismo de controlo de arejamento

está representado pela Figura 4.8, em que os limites máximo e mínimo de concentração de OD presentes no reator biológico são de 3 e 2 mg/L, respetivamente. Quando o reator se encontra no nível máximo, os arejadores deixam de trabalhar por completo, resultando num  $K_{La}$  de 0 d<sup>-1</sup>. Se a concentração de OD descer para o *setpoint* mínimo, então os arejadores são postos a funcionar novamente e, nestas condições, utiliza-se o  $K_{La}$  característico do sistema. Neste exemplo, o  $K_{La}$  é de 100 d<sup>-1</sup>.

Control of KLa of Reactor 1

Signal for control: S Oxygen O2

taken from reactor Nr.: 1

If signal is higher than 3.000  
then set value to 0.000

If signal is less than 2.000  
then set value to 100.000

OK Cancel

Figura 4.8 - Mecanismo de controlo de arejamento intermitente

Através do  $K_{La}$  obtido, é possível quantificar o tempo de funcionamento dos arejadores observado, quer para as condições atuais, quer para condições diferentes de operação, e, se necessário, estimar o consumo energético e custos associados. Para este efeito, a variação do  $K_{La}$  pode ser visualizada em "*K<sub>La</sub> values of all reactors*" na subsecção "*Show Results*" da secção "*Results*". Os resultados são extraídos para uma folha de cálculo, em que se observam os tempos de funcionamento (neste caso,  $K_{La} = 100$  d<sup>-1</sup>) e de paragem ( $K_{La} = 0$  d<sup>-1</sup>) dos arejadores.

## 4.2. Calibração do programa ASIM

A calibração do modelo cinético ASM1 incorporado no ASIM é efetuada através do ajustamento iterativo dos parâmetros estequiométricos e cinéticos associados, até serem obtidos os valores que melhor correlacionem os dados obtidos pelo modelo com os dados observados na realidade. Este processo requer informação detalhada relativa ao fracionamento do efluente bruto, uma vez que este tem uma grande influência nas necessidades de oxigénio dissolvido, produção de lamas e qualidade do efluente tratado. Na sua ausência, porém, é estimado o peso de cada fração constituinte da água residual através de vários estudos publicados. Devido à incerteza associada ao fracionamento, os parâmetros estequiométricos e cinéticos não devem ser calibrados e, em vez disso, utilizam-se os valores-padrão assumidos automaticamente pelo ASM1 e comumente observados num processo de lamas ativadas. Ekama (2010) e



Vanrolleghem et al (2003) mostraram que a utilização destes parâmetros padronizados assumidos pelo ASM1 originavam resultados idênticos aos dados observados na realidade.

O fracionamento do efluente bruto inclui normalmente as seguintes frações de CQO e  $N_{TOTAL}$ :

- CQO solúvel facilmente biodegradável -  $S_S$ ;
- CQO particulada lentamente biodegradável -  $X_S$ ;
- CQO solúvel inerte -  $S_I$ ;
- CQO particulada inerte -  $X_I$ ;
- Azoto amoniacal -  $S_{NH}$ ;
- Azoto orgânico solúvel -  $S_{ND}$ ;
- Azoto orgânico particulado -  $X_{ND}$ .

De acordo com Orhon et al (1996), Henze et al (1987), Ekama et al (1986) e Metcalf & Eddy (2003), as Figuras 4.9.a) e 4.9.b) apresentam os valores característicos, em %, de cada fração constituinte das águas residuais urbanas, em termos de CQO e  $N_{TOTAL}$ , respetivamente.

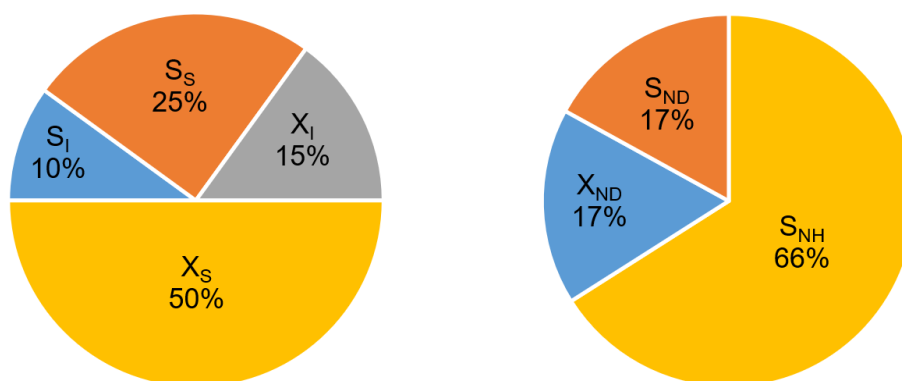


Figura 4.9 - a) Fracionamento característico da CQO, em %; b) fracionamento característico de  $N_{TOTAL}$ , em %.

A Figura 4.9.a) mostra que 75%, ou seja, 3/4 da CQO é biodegradável ( $X_S + S_S$ ), sendo maioritariamente constituída por substrato particulado. Os referidos estudos evidenciam também que, de um modo geral, o substrato solúvel inerte ( $S_I$ ) é a fração que contribui menos para a CQO, seguido do substrato particulado inerte ( $X_I$ ).

No que se refere à Figura 4.9.b), o azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ) representa 2/3 do  $N_{TOTAL}$ , enquanto o azoto orgânico constitui 1/3, e este, por sua vez, é constituído igualmente por uma fração solúvel ( $S_{ND}$ ) e uma particulada ( $X_{ND}$ ).

O coeficiente de transferência de oxigénio ( $K_L a$ ) de um sistema de arejamento intermitente determina a velocidade com que o oxigénio é transferido do ar, introduzido no reator biológico, para a fase líquida. Quanto mais rápida for esta transferência, menor será o tempo de

arejamento necessário para alcançar o nível requerido de oxigénio dissolvido no reator biológico e para ocorrerem as reações desejadas. O programa ASIM é calibrado ajustando o valor de  $K_{La}$  até se obterem as condições reais observadas em termos de tempo de arejamento e de qualidade do efluente tratado.

Importa referir que o ASIM assume que a eficiência de separação sólido-líquido no decantador secundário é de 100%, ou seja, todo o material particulado é sedimentado e o efluente tratado é constituído apenas por frações solúveis. São ignorados processos biológicos ou físico-químicos que poderão potenciar o transporte de lamas para o efluente tratado como, por exemplo, o *bulking* filamentoso. Se estas situações se verificarem, a precisão entre os dados simulados e os dados medidos na realidade diminui, mesmo que o modelo esteja bem calibrado.

## 5. Resultados e Discussão

Neste capítulo, apresentam-se os resultados das simulações com o programa ASIM quer para as condições atuais de operação, quer para as condições com vista a remoção de azoto, que incluem os processos de nitrificação e desnitrificação simultânea e de Ludzack-Ettinger modificado. O primeiro processo foi ainda comparado com as condições atuais de operação em termos de necessidades de arejamento, consumo energético e custos.

### 5.1. Dados de entrada no programa ASIM

Os dados de entrada requeridos para a simulação da ETAR no ASIM são os seguintes:

- Configuração da ETAR: processo de lamas ativadas constituído por um reator biológico e um decantador secundário com volumes úteis de 900 e 370 m<sup>3</sup>, respetivamente;
- Parâmetros operacionais: inclui a idade de lamas e a temperatura e oxigénio dissolvido (OD) no reator biológico. O valor estimado para o primeiro parâmetro é de 75 dias, enquanto a temperatura média é de 18°C. A concentração de OD varia entre 3 e 2 mg/L e o tempo de arejamento é de 10 minutos por hora;
- Caracterização quantitativa do efluente bruto e da recirculação de lamas: o caudal médio diário utilizado é de 120 m<sup>3</sup>/dia, tendo sido atribuído o mesmo valor ao caudal de recirculação de lamas. Assume-se que é desprezável o caudal de sobrenadantes e escorrências desde a fase de tratamento de lamas até a montante do reator biológico;
- Caracterização qualitativa do efluente bruto: os valores médios de pH, CBO<sub>5</sub> e N<sub>TOTAL</sub> das amostras recolhidas em 2018 e 2019 são de 7,5, 160 mg/L e 50 mg/L, respetivamente. Admitindo-se uma razão CQO/CBO<sub>5</sub> de 1,5 (valor característico de águas residuais domésticas), estimou-se uma concentração média de CQO de 240 mg/L;
- Fracionamento do efluente bruto: o fracionamento da CQO e N<sub>TOTAL</sub> foi efetuado de acordo com as Figuras 4.9.a) e 4.9.b), respetivamente. Relativamente à CQO (240 mg/L), X<sub>S</sub> = 120 mg/L, S<sub>S</sub> = 60 mg/L, X<sub>I</sub> = 36 mg/L e S<sub>I</sub> = 24 mg/L. Para N<sub>TOTAL</sub> (50 mg/L), S<sub>NH</sub> = 33 mg/L e S<sub>ND</sub> = X<sub>ND</sub> = 8,5 mg/L;
- Variações diurnas das condições de afluência para a simulação dinâmica: as variações do caudal médio diário (120 m<sup>3</sup>/dia) e das concentrações médias de CQO (240 mg/L) e N<sub>TOTAL</sub> (50 mg/L) ao longo do dia foram estimadas com base na Figura 4.1 e estão apresentadas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Variações diurnas do caudal médio diário e das concentrações de CQO e N<sub>TOTAL</sub>

| Horas         | Qmd (m <sup>3</sup> /dia) | CQO (mg/L) | N <sub>TOTAL</sub> (mg/L) |
|---------------|---------------------------|------------|---------------------------|
| 00:00 – 02:00 | 96                        | 192        | 40                        |
| 02:00 – 04:00 | 66                        | 133        | 26                        |
| 04:00 – 06:00 | 58                        | 117        | 24                        |
| 06:00 – 08:00 | 87                        | 175        | 36                        |
| 08:00 – 10:00 | 136                       | 272        | 56                        |
| 10:00 – 12:00 | 155                       | 311        | 65                        |
| 12:00 – 14:00 | 149                       | 299        | 62                        |
| 14:00 – 16:00 | 140                       | 280        | 59                        |
| 16:00 – 18:00 | 138                       | 276        | 58                        |
| 18:00 – 20:00 | 142                       | 284        | 59                        |
| 20:00 – 22:00 | 142                       | 284        | 59                        |
| 22:00 – 24:00 | 129                       | 258        | 53                        |
| <b>Média</b>  | <b>120</b>                | <b>240</b> | <b>50</b>                 |

## 5.2. Calibração do programa ASIM

A calibração do programa ASIM foi efetuada através da obtenção do coeficiente de transferência de oxigénio ( $K_{La}$ ) característico do reator biológico, o qual é necessário para o controlo do regime de arejamento intermitente. A Tabela 5.2 apresenta a determinação iterativa do  $K_{La}$  em condições dinâmicas, numa faixa de valores de entrada apropriada aos valores observados de tempo médio de arejamento (10 minutos por hora) e concentrações de CQO e N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado obtidas.

Tabela 5.2 - Determinação do  $K_{La}$  nas condições atuais de operação

| $K_{La}$ (d <sup>-1</sup> ) | Tempo de arejamento (min/h) | CQO (mg/L) | N <sub>TOTAL</sub> (mg/L) |
|-----------------------------|-----------------------------|------------|---------------------------|
| 5                           | 60                          | 29         | 35                        |
| 10                          | 45                          | 29         | 46                        |
| 50                          | 10                          | 29         | 46                        |
| 100                         | 5                           | 29         | 46                        |

Pelo que se observa na Tabela 5.2, a concentração de CQO permanece igual independentemente do valor de  $K_{La}$ , indicando que a remoção da matéria orgânica não apresenta dificuldades. Relativamente à concentração de N<sub>TOTAL</sub>, esta diminui quando o  $K_{La}$  desce para valores muito reduzidos, provavelmente devido ao processo de desnitrificação que ocorre em consequência da dificuldade de transferência de oxigénio (equivalente à presença de

condições anóxicas). O valor de  $K_{La}$  que satisfaz as concentrações do efluente tratado e as condições de arejamento é de  $50 \text{ d}^{-1}$ .

### 5.3. Simulação das condições atuais

A simulação das condições atuais foi realizada quer em estado estacionário, quer dinâmico, com o objetivo de comparar os valores simulados com os observados na realidade em termos de concentrações de CQO e  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado.

#### 5.3.1. Estado estacionário

Na Figura 5.1, a coluna esquerda apresenta a concentração de CQO do efluente bruto (240 mg/L) e a coluna direita a concentração simulada de CQO do efluente tratado, estando a primeira fracionada de acordo com a Figura 4.9.a).

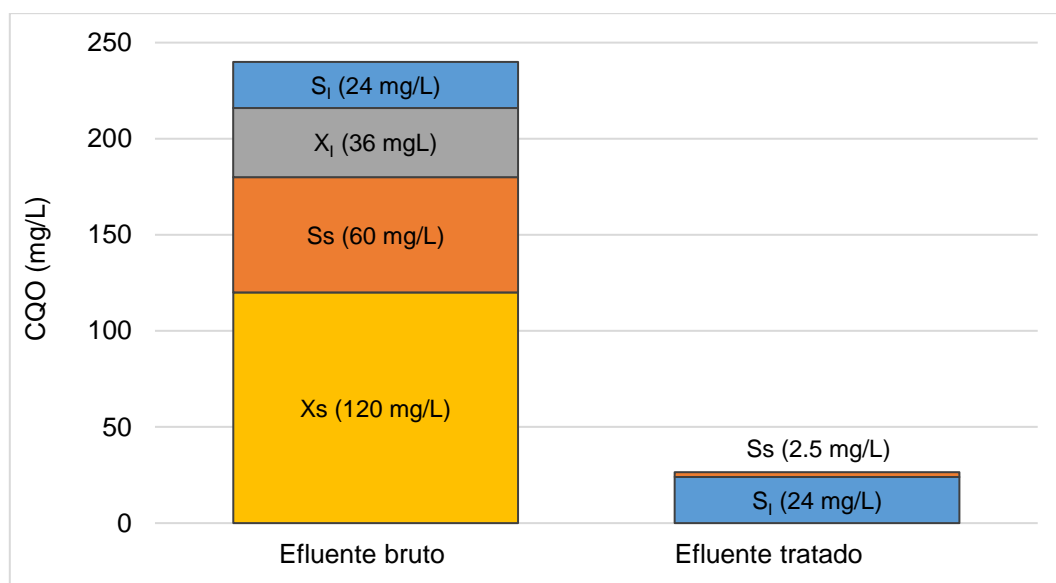


Figura 5.1 - Concentrações de CQO do efluente bruto e simulada do efluente tratado

A concentração simulada de CQO do efluente tratado é de cerca de 27 mg/L, sendo constituída por 2,5 mg/L de fração facilmente biodegradável ( $S_s$ ) e 24 mg/L de fração solúvel inerte ( $S_i$ ). Este valor é idêntico aos valores medidos em 2016, que variaram quase sempre entre 25 e 30 mg/L. Nos anos seguintes, a CQO aumentou para entre 40 mg/L e 50 mg/L, o que poderá ser explicado pela ocorrência de problemas de sedimentabilidade das lamas no decantador secundário, mas, como referido anteriormente, o ASIM assume que todo o material particulado é sedimentado.

A Figura 5.1 mostra que  $S_i$  permanece igual no efluente bruto e no efluente tratado, pois não sofre transformações ao longo do tratamento biológico. Uma parte pouco significativa de  $S_s$  mantém-se ainda no efluente tratado, refletindo a hidrólise do substrato particulado lentamente

biodegradável ( $X_S$ ) em  $S_S$ , que é um processo lento e que resulta no atraso do consumo de matéria orgânica. Esta fração  $X_S$  constitui o efluente bruto, mas o modelo ASM1 admite também que é um dos produtos resultantes do decaimento dos microrganismos. A fração particulada inerte ( $X_I$ ) é completamente sedimentada no decantador secundário e, em conjunto com outras frações ( $X_S$ ,  $X_B$ ,  $X_A$ ,  $X_P$  e  $X_{ND}$ ), foi gerada uma concentração de lamas de cerca de 2 500 mg/L no reator biológico.

A Figura 5.2 apresenta nas colunas esquerda e direita as concentrações de  $N_{TOTAL}$  do efluente bruto (50 mg/L) e simulada do efluente tratado, respetivamente, estando a primeira fracionada de acordo com a Figura 4.9.b).

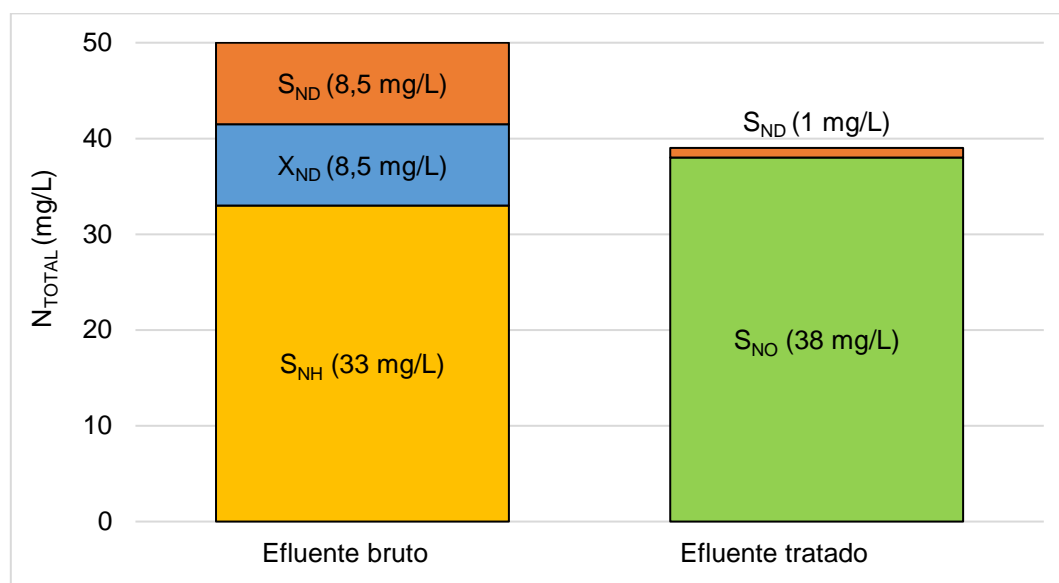


Figura 5.2 - Concentrações de  $N_{TOTAL}$  do efluente bruto e simulada do efluente tratado

A concentração de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado é de 39 mg/L, sendo praticamente constituída por nitratos ( $S_{NO}$ ). Este resultado situa-se dentro da faixa de valores de 25 a 45 mg/L registada para os anos de 2018 e 2019.

A elevada concentração de nitratos no efluente tratado deve-se à presença de condições favoráveis à nitrificação no reator biológico, nomeadamente uma elevada concentração de oxigénio dissolvido, valores ótimos de pH do efluente bruto e uma idade de lamas elevada que promove o crescimento das bactérias nitrificantes. A ocorrência de nitrificação poderá ser corroborada pelos valores baixos de pH medidos no reator biológico, causados pelo consumo de alcalinidade associado a este processo. Prevê-se, por isso, uma concentração praticamente nula de  $S_{NH}$  no efluente tratado. No que se refere ao azoto orgânico solúvel ( $S_{ND}$ ), este é convertido em  $S_{NH}$  através do processo de amonificação, com uma percentagem muito reduzida permanecendo no efluente tratado devido à hidrólise lenta do azoto orgânico particulado ( $X_{ND}$ ) em  $S_{ND}$ .

### 5.3.2. Simulação dinâmica

As variações diurnas estimadas do caudal médio diário e das concentrações de CQO e  $N_{TOTAL}$  à entrada do reator biológico (Tabela 5.1) podem ser visualizadas graficamente nas Figuras 5.3 e Figura 5.4, respetivamente, para fins de comparação com os perfis simulados para as condições de saída.

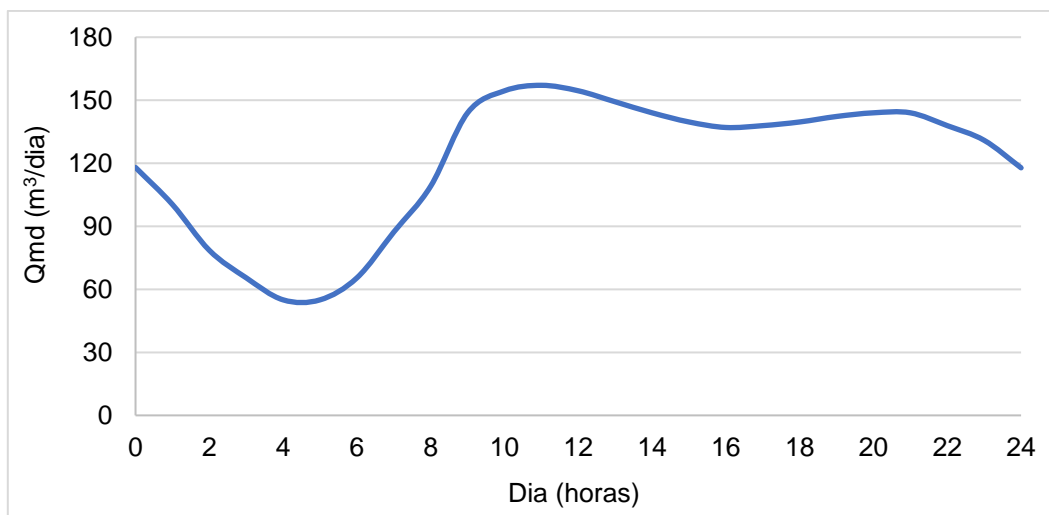


Figura 5.3 - Variação do caudal médio diário ao longo do dia

Tal como estimado na Figura 5.3, o caudal de efluente bruto varia entre 55 e 160 m³/dia, com o primeiro pico observado no final da manhã, entre as 10:00h e 12:00h, e outro pico de menor intensidade, 145 m³/dia, à noite entre as 20:00h e 22:00h.

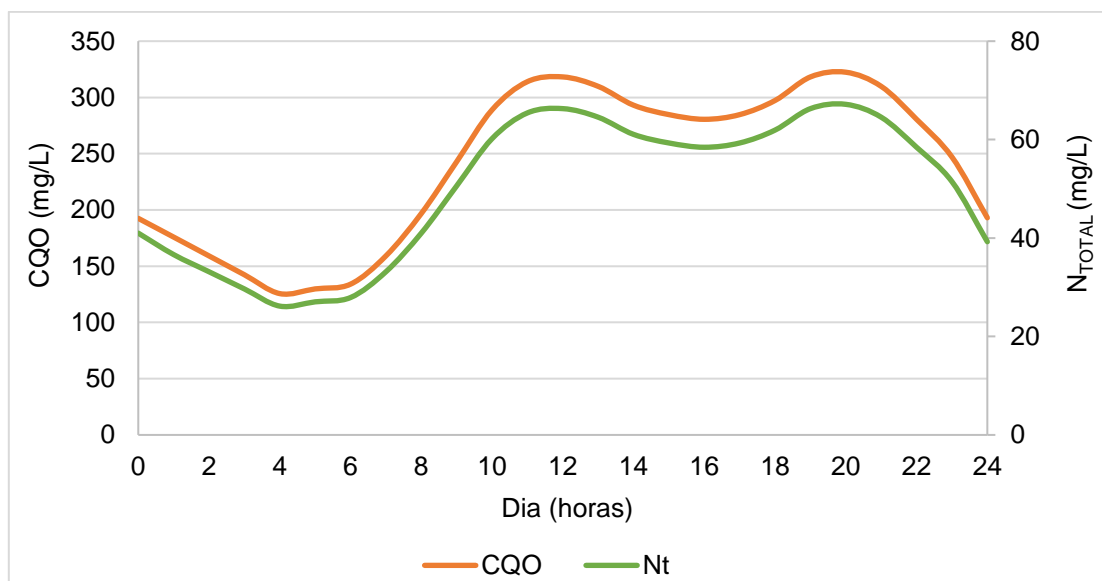


Figura 5.4 - Variações das concentrações de CQO e  $N_{TOTAL}$  ao longo do dia

Pelo que se observa na Figura 5.4, As concentrações de CQO e  $N_{TOTAL}$  variam de igual modo, sendo os valores mais baixos observados durante a madrugada (cerca de 130 e 25 mg/L, respetivamente), aumentando até aos valores máximos diários que ocorrem entre as 11:00h e 13:00h (cerca de 320 e 65 mg/L, respetivamente) e novamente entre as 19:00h e 21:00h (cerca de 325 e 70 mg/L, respetivamente).

A simulação dinâmica no ASIM gera gráficos como o exemplo apresentado na Figura 5.5, que mostra a variação da concentração de um substrato no reator biológico (RB) e no decantador secundário (DS) ao longo do dia.

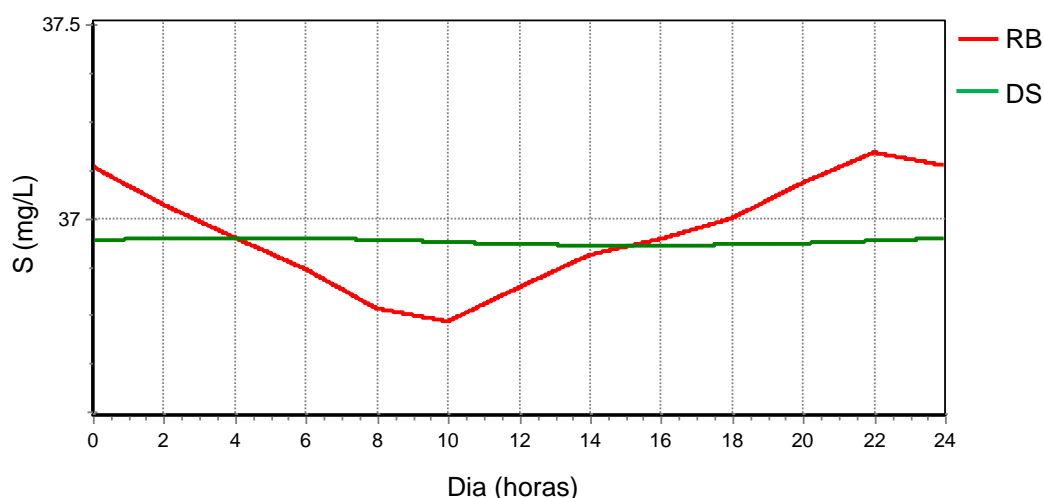


Figura 5.5 - Variação da concentração de um substrato no reator biológico e no decantador secundário

No decantador secundário, a concentração é praticamente constante devido ao efeito equalizador de um tempo de retenção hidráulico significativo (3 dias), que atenua as flutuações observadas no conteúdo do reator biológico. Os valores relativos ao efluente tratado são os observados no decantador secundário.

Tal como na simulação em estado estacionário, é assumido que os sólidos sedimentam totalmente no decantador secundário e o efluente tratado é constituído apenas pelas frações solúveis. Como tal, os valores relativos ao efluente tratado devem ser comparados com os seguintes valores médios do efluente bruto:

- CQO: 60 mg/L de substrato facilmente biodegradável ( $S_s$ ) e 24 mg/L de substrato inerte ( $S_i$ );
- $N_{TOTAL}$ : 33 mg/L de azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ), 8,5 mg/L de azoto orgânico solúvel ( $S_{ND}$ ) e 0 mg/L de nitratos ( $S_{NO}$ ).

As Figuras 5.6 e 5.7 apresentam, respetivamente, a variação diurna das frações solúveis facilmente biodegradável ( $S_s$ ) e inerte ( $S_i$ ), que perfazem a concentração total de CQO do efluente tratado.



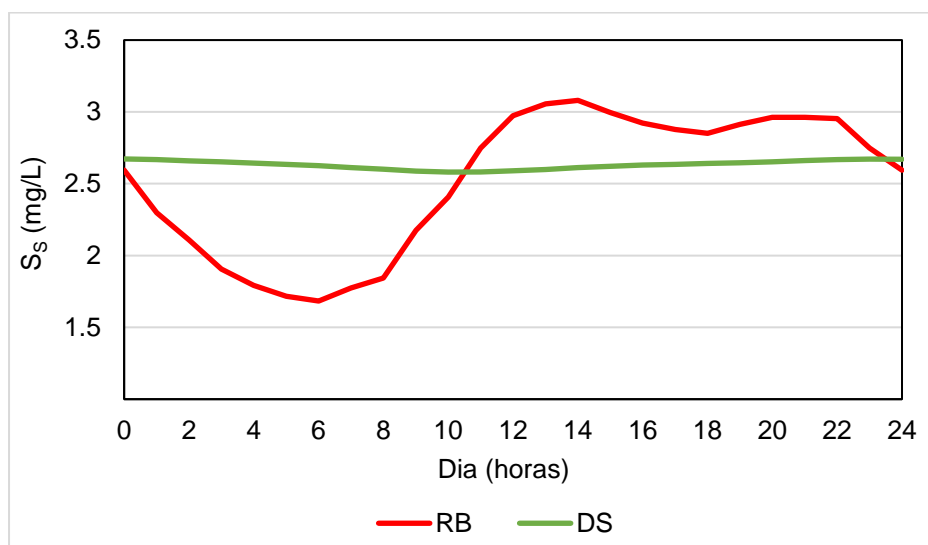


Figura 5.6 - Concentração de  $S_s$  no reator biológico e do efluente tratado

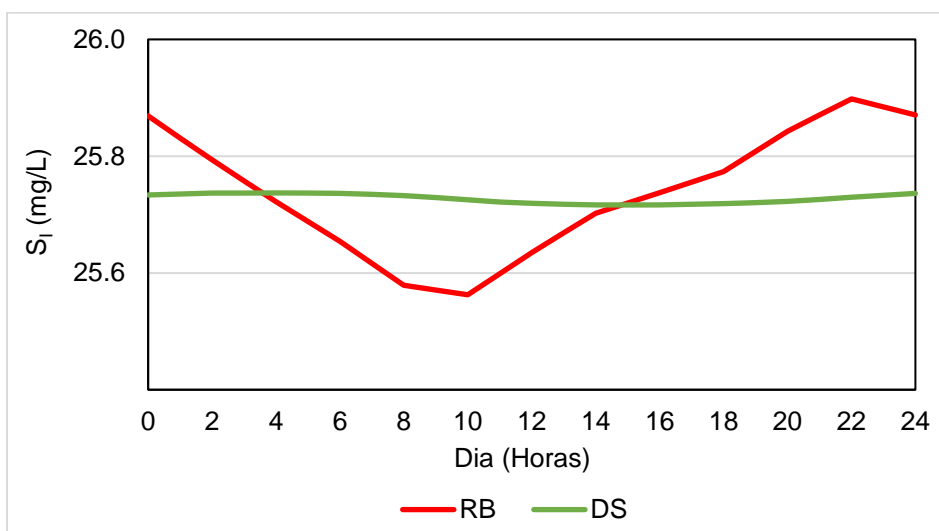


Figura 5.7 - Concentração de  $S_i$  no reator biológico e do efluente tratado

A concentração de  $S_s$  diminui de 60 mg/L para cerca de 2,5 mg/L no efluente tratado, enquanto a fração inerte permanece semelhante à concentração no efluente bruto, pois não sofre transformações ao longo do tratamento biológico. A concentração total de CQO do efluente tratado é de 29 mg/L.

As Figuras 5.8, 5.9 e 5.10 apresentam as variações diurnas das concentrações de azoto orgânico solúvel ( $S_{ND}$ ), azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ) e nitratos ( $S_{NO}$ ) no reator biológico, respetivamente, totalizando a concentração de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado.

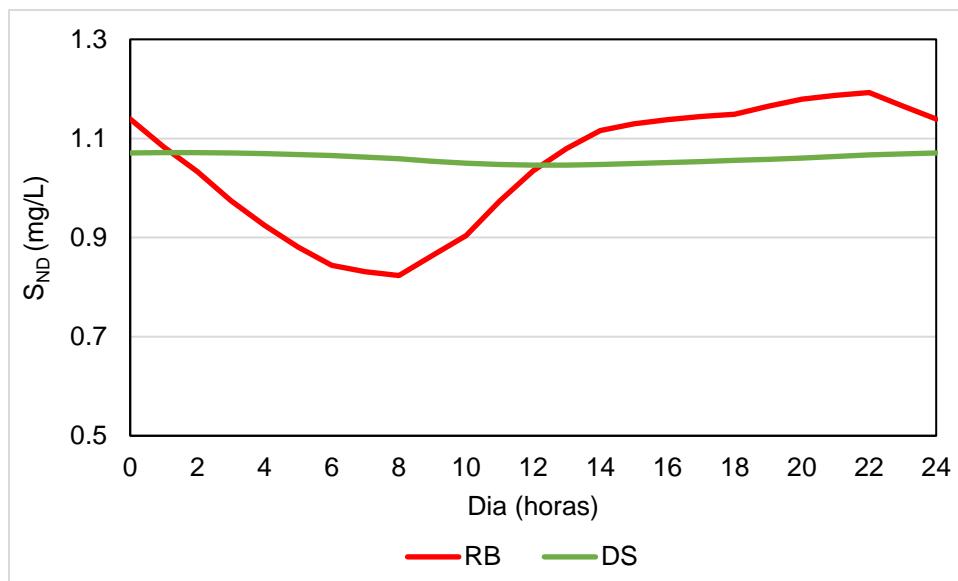


Figura 5.8 - Concentração de  $S_{ND}$  no reator biológico e do efluente tratado

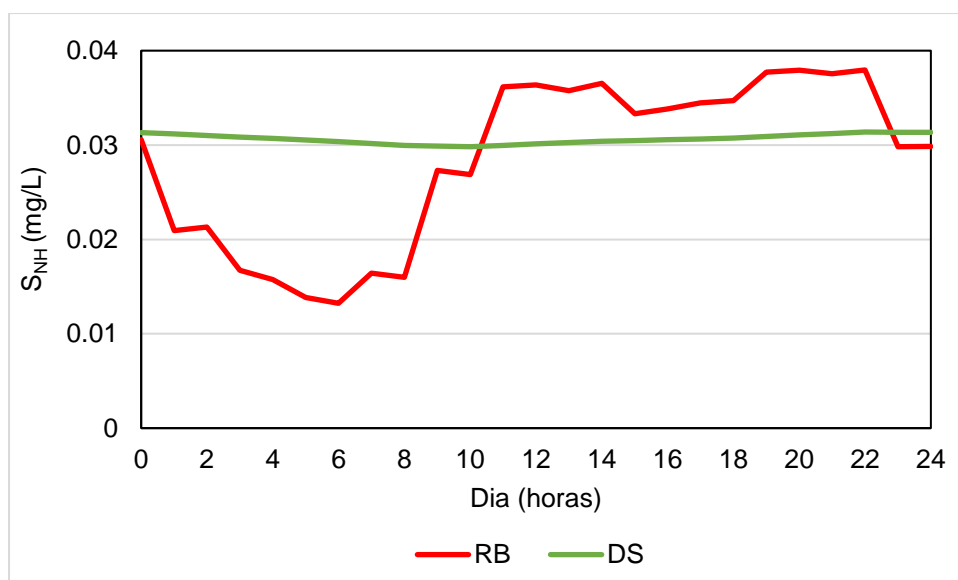


Figura 5.9 - Concentração de  $S_{NH}$  no reator biológico e do efluente tratado

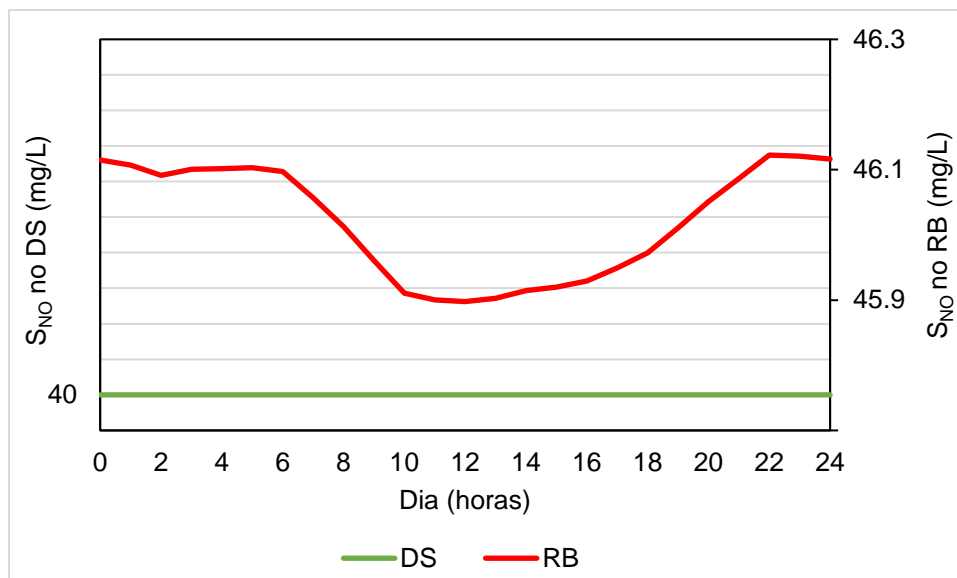


Figura 5.10 - Concentração de  $S_{NO}$  no reator biológico e do efluente tratado

As concentrações de  $S_{ND}$  e  $S_{NH}$  desceram de 8,5 mg/L e 33 mg/L no efluente bruto para 1 mg/L e 0,03 mg/L no efluente tratado, respetivamente, sendo a última praticamente nula devido à elevada ocorrência de nitrificação no reator biológico. Como a Figura 5.10 mostra, a oxidação do azoto amoniacal no reator biológico resultou numa concentração de nitratos ( $S_{NO}$ ) de cerca de 46 mg/L no efluente tratado. A subsequente desnitrificação no decantador secundário reduziu esta concentração para 40 mg/L. A concentração de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado é de 41 mg/L ( $S_{NO} + S_{ND}$ ).

O impacto das variações diurnas nas concentrações do efluente tratado é mínimo. Observam-se apenas pequenas flutuações, que revelam quer uma acumulação temporária no reator biológico, como no caso da CQO inerte e dos nitratos, quer uma tendência de acordo com os picos do efluente bruto, no caso das frações  $S_S$ ,  $S_{ND}$  e  $S_{NH}$ . As eficiências de remoção de matéria orgânica e azoto amoniacal são sempre elevadas, levando a concluir que o reator biológico está a operar eficientemente, sem constrangimentos em termos de carga orgânica, e por isso não é suscetível a variações da mesma.

A Tabela 5.3 resume os resultados obtidos por simulação em estado estacionário e dinâmica, comparando-os com os valores de CQO e  $N_{TOTAL}$  observados no efluente tratado para os anos de 2018 e 2019.

Tabela 5.3 - Concentrações de CQO e N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado através da simulação em estado estacionário e dinâmica

| Parâmetro          | Valores reais | Simulação           |          |
|--------------------|---------------|---------------------|----------|
|                    |               | Estado estacionário | Dinâmica |
| CQO                | 40 a 50 mg/L  | 27 mg/L             | 29 mg/L  |
| N <sub>TOTAL</sub> | 25 a 45 mg/L  | 39 mg/L             | 41 mg/L  |

Tal como a simulação em estado estacionário, a simulação dinâmica também estima um valor de CQO do efluente tratado inferior à faixa de valores observada mais recentemente (mas semelhante à observada em 2016). O facto de o ASIM não detetar o aumento de CQO ocorrido em anos mais recentes é uma indicação de que este se deve a problemas de sedimentabilidade das lamas no decantador secundário e não ao processo biológico em si.

As estimativas de N<sub>TOTAL</sub> estão dentro da faixa de valores observada no efluente tratado, confirmando a ocorrência de desnitrificação no decantador secundário. É estimada uma redução de nitratos de 15%.

A simulação dinâmica e a simulação em estado estacionário produzem resultados idênticos. Os resultados explicam o atual desempenho da ETAR, apontando para problemas no decantador secundário como a causa da degradação da qualidade do efluente tratado observada nos últimos anos. Isto indica que o programa ASIM é adequado para modelar a operação da ETAR em vários cenários de diferentes condições de operação. A modelação em estado dinâmico permite acompanhar de perto as concentrações dos poluentes no efluente tratado.

#### 5.4. Simulação das condições ideais

Como referido anteriormente, a ETAR encontra-se sobredimensionada devido ao decréscimo observado na população ao longo dos anos, e o volume do reator biológico é atualmente demasiado grande para o caudal de efluente bruto. Consequentemente, a carga mássica é muito reduzida (0,008 kg CBO<sub>5</sub>/kg MVS.d) e o tempo de retenção hidráulico (média de 8 dias) e a idade de lamas (75 dias) são muito elevados.

A fim de determinar o volume ideal de reator biológico para as atuais condições de afluência, realizaram-se simulações em estado estacionário para idades de lamas características do sistema de arejamento prolongado, nomeadamente de 15 e 30 dias, e para vários volumes do reator biológico. Para cada volume, foram obtidos os parâmetros operacionais do processo de lamas ativadas, nomeadamente o tempo de retenção hidráulico, concentração de MS e carga mássica. Os resultantes valores e faixas ideais destes parâmetros apresentam-se nas Figuras

5.11, 5.12 e 5.13, respectivamente. Em todos os casos, a concentração de CQO do efluente tratado permaneceu sempre igual (27 mg/L).

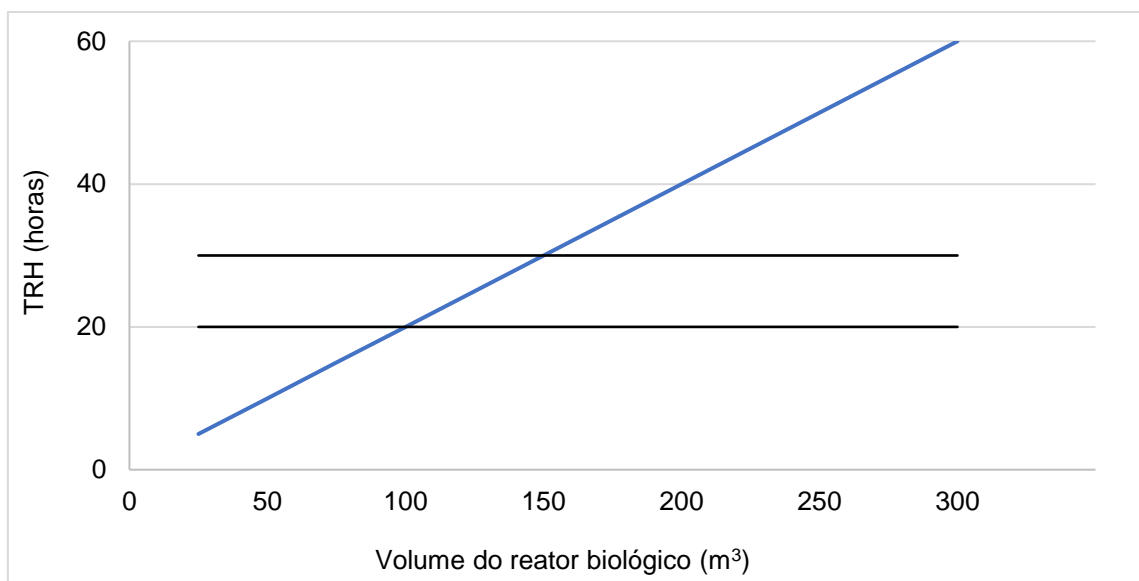


Figura 5.11 - Tempo de retenção hidráulico para diferentes volumes de reator biológico

O tempo de retenção hidráulico (TRH) normalmente varia entre 20 e 30 horas. Com base no caudal afluyente de 120 m³/dia, os volumes ideais do reator biológico para este parâmetro estão compreendidos entre 100 e 150 m³.

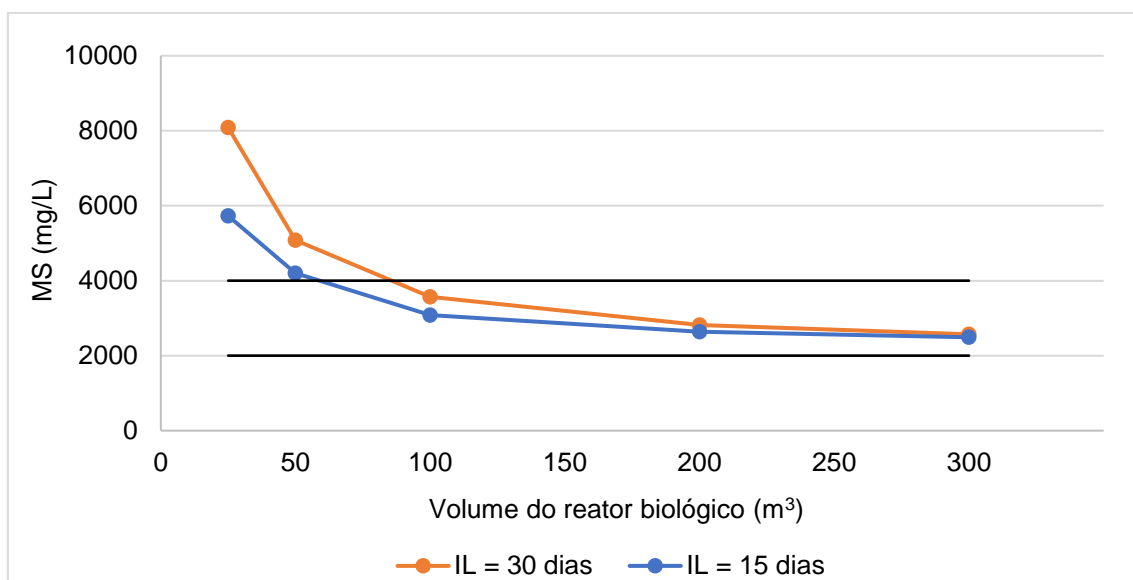


Figura 5.12 - Concentração de MS para volumes diferentes de reator biológico

Como se pode observar na Figura 5.12, para as duas idades de lamas definidas, à medida que o volume do reator biológico diminui de 300 para 100 m³, a concentração de MS vai

aumentando ligeiramente até cerca de 3 500 a 4 000 mg/L, e depois acentuadamente, atingindo valores excessivos. Um volume de 100 a 200 m<sup>3</sup> seria ideal de acordo com a concentração de MS pretendida.

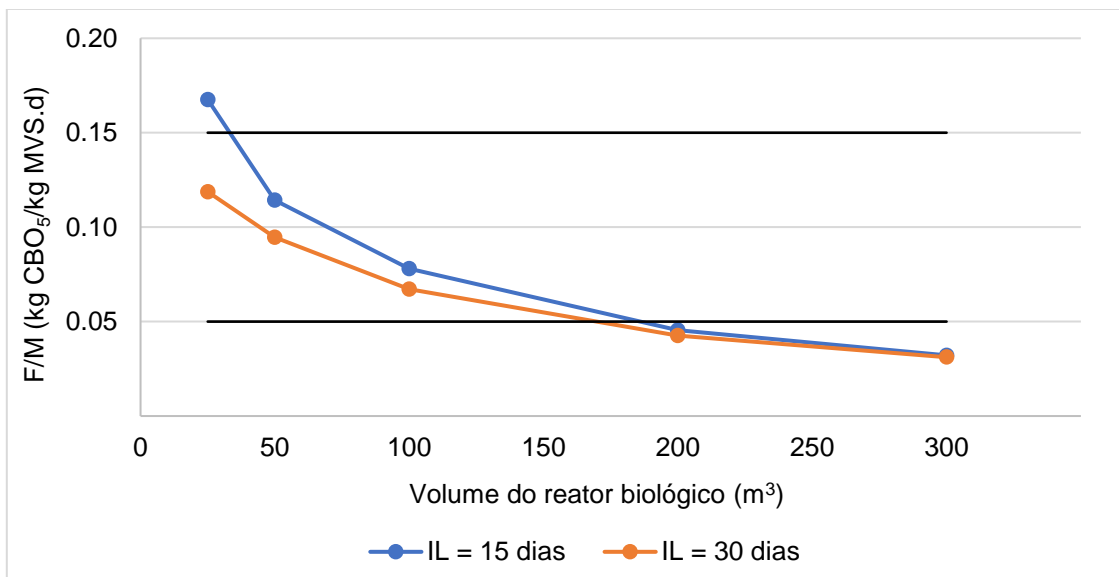


Figura 5.13 - Carga mássica (F/M) para volumes diferentes de reator biológico

No caso da carga mássica, a faixa ideal deste parâmetro para o bom funcionamento do regime de arejamento prolongado é de 0,05 a 0,15 kg CBO<sub>5</sub>/kg MVS.d. Assume-se que a concentração de MVS constitui 80% da concentração de MS. Pelo que se observa na Figura 5.13, de acordo com a carga mássica ideal, o volume do reator deveria ser de 50 a 150 m<sup>3</sup>.

De acordo com estes valores obtidos, pode-se concluir que o volume do reator biológico deveria ser cerca de 100 a 150 m<sup>3</sup>, ou seja, 6 a 9 vezes inferior ao volume atual.

## 5.5. Simulação de nitrificação e desnitrificação simultânea

Avalia-se de seguida se é possível alterar os *setpoints* mínimo e máximo de oxigénio dissolvido (OD) da atual operação a fim de remover o azoto através de nitrificação e desnitrificação simultânea e garantir assim o cumprimento do limite de descarga de N<sub>TOTAL</sub> de 15 mg/L. Com base nos dados de entrada, o programa ASIM, calibrado com um K<sub>La</sub> de 50 d<sup>-1</sup>, foi executado em condições dinâmicas para diferentes concentrações de OD máximo e mínimo.

A atual concentração de N<sub>TOTAL</sub> do efluente bruto é de 50 mg/L e do efluente tratado varia entre 25 e 45 mg/L. A Figura 5.14 mostra o efeito da variação do *setpoint* máximo de OD na concentração de N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado para os dois *setpoints* mínimos de OD de 0,1 e 0,2 mg/L (o programa não permite definir um *setpoint* mínimo de 0 mg/L).

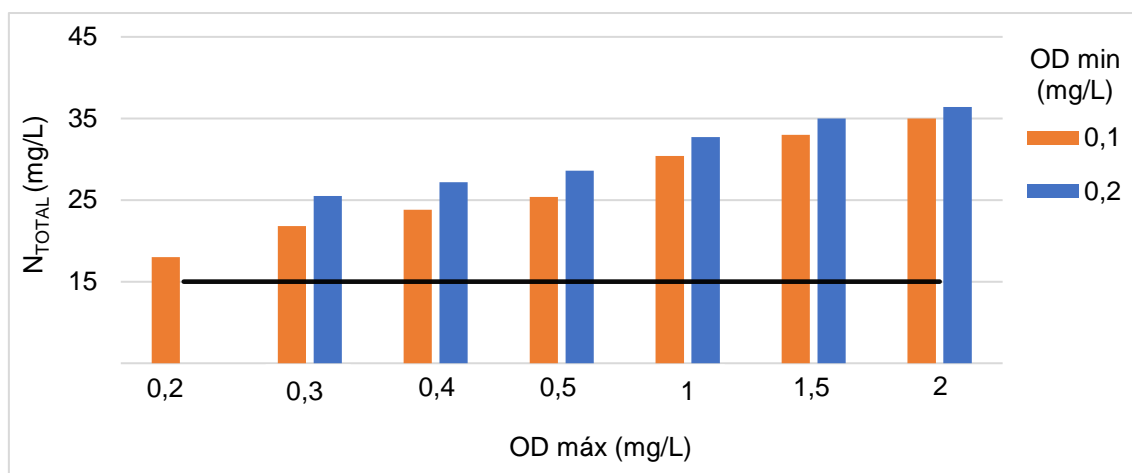


Figura 5.14 - Concentração de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado para vários *setpoints* de OD

Pelo que se observa na Figura 5.14, à medida que o *setpoint* máximo de OD aumenta, a concentração de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado também aumenta como consequência da menor desnitrificação que ocorre sob condições crescentemente aeróbias. De igual modo, o *setpoint* mínimo de OD mais elevado de 0,2 mg/L resulta numa menor desnitrificação e, consequentemente, numa maior concentração de  $N_{TOTAL}$  do que o OD mínimo de 0,1 mg/L. É necessário reduzir o *setpoint* máximo de OD para 0,2 mg/L e utilizar um mínimo de 0,1 mg/L para obter resultados próximos do limite de descarga.

A concentração de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado é constituído por cerca de 96% de nitratos, 1% de azoto amoniacal e 3% de azoto orgânico solúvel, revelando uma nitrificação muito eficaz no reator biológico.

A necessidade de valores tão reduzidos de OD para uma desnitrificação eficaz pode ser justificada pela atual razão CQO/N (cerca de 5), que indica insuficiente disponibilidade de matéria orgânica para sustentar em conjunto as bactérias heterotróficas aeróbias e desnitrificantes no mesmo volume de reator, sendo necessário reduzir muito a concentração de OD a fim de favorecer a predominância de bactérias desnitrificantes em relação às aeróbias.

Níveis de OD tão baixos poderão ser difíceis de controlar à escala real por razões de sensibilidade da sonda de oxigénio e estão associados a má sedimentabilidade das lamas no decantador secundário devido ao crescimento de bactérias filamentosas. Além disso, a amplitude entre o OD mínimo e máximo é muito reduzida, resultando em intervalos de funcionamento dos arejadores demasiado curtos e excessivo desgaste mecânico. Estes fatores são impeditivos da implementação do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea nas atuais condições de operação.

### 5.5.1. Adição de uma fonte exógena de carbono

Uma maneira de poder operar a *setpoints* mais elevados de OD e ao mesmo tempo cumprir o limite de descarga seria aumentar a razão CQO/N, o que pode ser conseguido pelo doseamento de uma fonte exógena de carbono, como analisado seguidamente.

O efeito da razão CQO/N na eficiência do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea é mostrado na Fig. 5.15, partindo da razão observado atualmente, cerca de 5, até 10 (equivalente a aumentar o atual CQO de 240 mg/L até 500 mg/L). Utilizou-se um valor mínimo de OD de 0,1 mg/L. Este estudo foi realizado iterativamente, procurando, para cada razão CQO/N, o valor de OD máximo que satisfaria o limite de descarga de  $N_{TOTAL}$ .

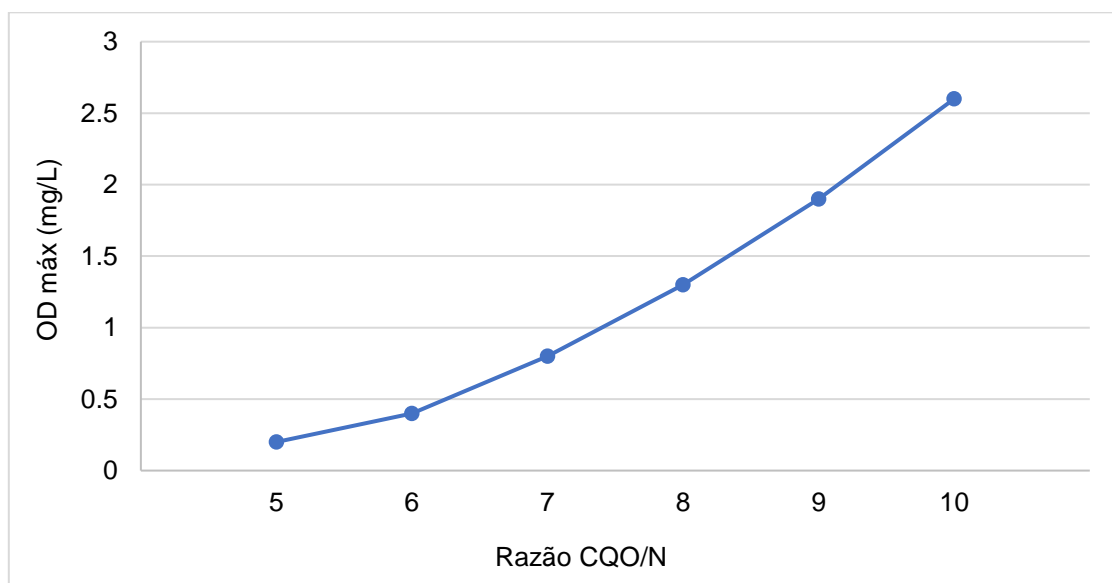


Figura 5.15 - Relação entre o OD e a razão CQO/N para a obtenção de valores aceitáveis de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado

Como se pode observar, um aumento da razão CQO/N de 5 para 10 permite aumentar o *setpoint* máximo de 0,2 para cerca de 2,5 mg/L sem que o limite de descarga de  $N_{TOTAL}$  seja ultrapassado. Note-se que estes são os limites máximos de OD para cada razão CQO/N e valores inferiores resultarão em valores de  $N_{TOTAL}$  do efluente tratado ainda mais reduzidos, mas associados aos problemas atrás referidos. A concentração de CQO do efluente tratado permaneceu a 29 mg/L independentemente dos valores de OD.

Na Figura 5.16 é ilustrado o efeito da razão CQO/N na eficiência de remoção de azoto, para os *setpoints* máximos de OD de 0,5, 1 e 2 mg/L. A reta representa a eficiência necessária para se atingir o limite de descarga, que é de 70%.



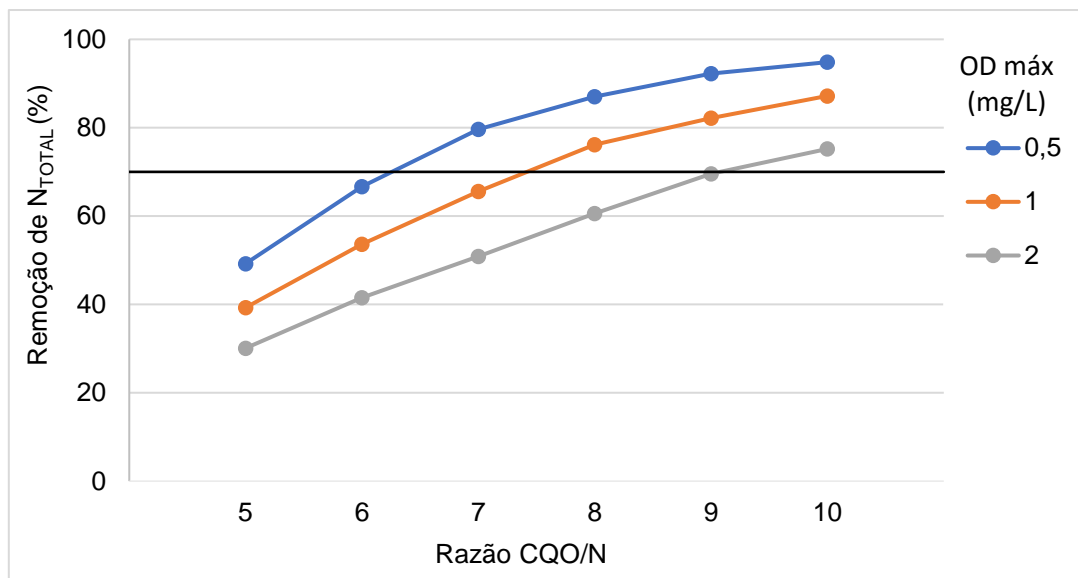


Figura 5.16 - Efeito da variação da razão CQO/N com valores de OD fixos

Observa-se que a eficiência de remoção de  $N_{TOTAL}$  aumenta com o aumento da razão CQO/N e com a diminuição do OD máximo. Como referido anteriormente, a presença de suficiente matéria orgânica e a promoção de condições anóxicas favorecem a presença das bactérias desnitrificantes, resultando numa remoção de azoto mais eficiente. Esta aumenta com a razão CQO/N de uma forma linear no início, e menos acentuadamente à medida que se aproxima dos 100%. Permanecerá sempre algum azoto em solução na forma de azoto orgânico.

Assumindo sempre um OD mínimo de 0,1 mg/L e variando o OD máximo entre 0,5 e 2 mg/L, seria necessária uma razão CQO/N entre 6 e 9 para se atingir a requerida eficiência de remoção de  $N_{TOTAL}$  de 70%. Isto seria equivalente a aumentar a concentração de CQO do atual valor de 240 mg/L para entre 300 e 450 mg/L (no ASIM, a adição de carbono foi efetuada aumentando a fração  $S_s$ ). Como fonte de carbono exógena, pode ser utilizado metanol, em que a adição de 1 kg equivale a um aumento de cerca de 1,45 kg de CQO. O consumo de metanol requerido para atingir o limite de descarga nestas condições é dado na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 - Consumo de metanol para o aumento da razão CQO/N

| OD máximo<br>(mg/L) | Razão<br>CQO/N | Aumento da<br>CQO (mg/L) | Aumento da<br>CQO (kg/dia) | Consumo de metanol |         |
|---------------------|----------------|--------------------------|----------------------------|--------------------|---------|
|                     |                |                          |                            | kg/dia             | ton/ano |
| 0,5                 | 6              | 60                       | 7                          | 5                  | 1,8     |
| 1                   | 7,5            | 135                      | 16                         | 11                 | 4       |
| 2                   | 9              | 210                      | 25                         | 17                 | 6       |

Para além de cumprir o limite de descarga de  $N_{TOTAL}$ , o doseamento de metanol ou de outra fonte exógena de carbono resultará num melhor desempenho da ETAR pois o consequente aumento da carga orgânica promoverá uma menor idade de lamas, maior carga mássica e melhor assimilação de azoto. Isto poderá resolver alguns dos problemas de sedimentabilidade das lamas que ocorrerão no decantador secundário. Além disso, colmataria o problema do arrastamento das lamas pelo azoto gasoso formado pela desnitrificação no decantador secundário (*rising sludge*), pois a maioria dos nitratos teria já sido desnitrificada no reator biológico.

### 5.5.2. Necessidades de arejamento

Para além de fornecerem oxigénio, ao agitarem o reator biológico, os arejadores aumentam o contacto entre a biomassa e o substrato, impedindo as lamas de sedimentarem. No caso do regime de arejamento intermitente sem agitadores, os tempos de funcionamento e de paragem dos arejadores dependem dos *setpoints* de OD que são estabelecidos no reator biológico, no qual ocorrerá a sedimentação das lamas se os intervalos sem arejamento forem significativos. Nesta secção, foram avaliadas as necessidades de arejamento para as condições de nitrificação e desnitrificação simultânea relativamente às condições atuais.

Atualmente, os arejadores funcionam, em média, entre 3 e 4 horas por dia, ou cerca de 10 minutos por hora.

O programa ASIM monitoriza o arejamento ao longo do dia através do coeficiente de transferência de oxigénio ( $K_La$ ), que assume o valor característico do sistema ( $50\text{ d}^{-1}$ ) quando os arejadores começam a funcionar e volta a zero quando estes param. A soma da duração dos intervalos entre o início e o fim do funcionamento dos arejadores perfaz o tempo total de arejamento de um dia.

A Figura 5.17 apresenta a simulação dos tempos de arejamento ao longo do dia para as condições de operação atuais, nomeadamente *setpoints* mínimo e máximo de OD de 2 e 3 mg/L, respetivamente.

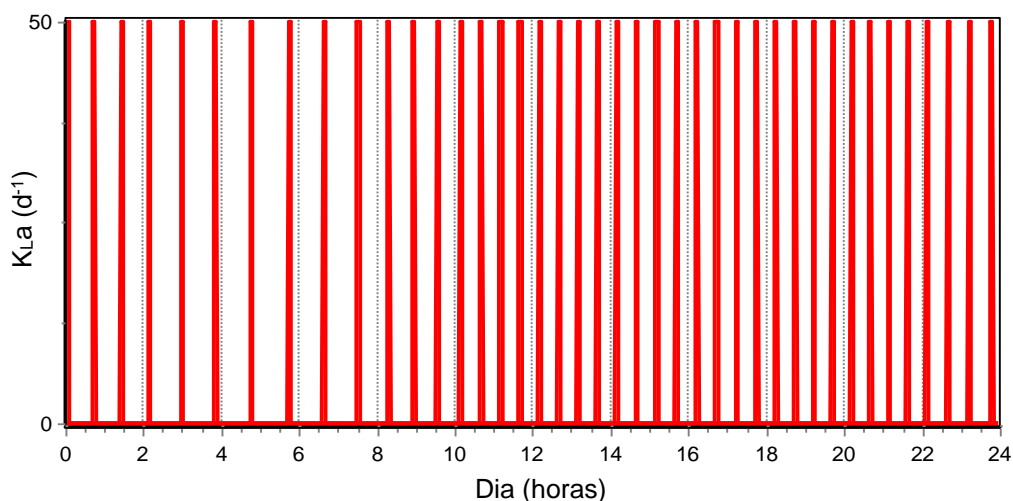


Figura 5.17 - Simulação do arejamento intermitente nas condições atuais

Com o aumento das condições de afluência que ocorre a partir do final da manhã, o consumo de OD também aumenta, resultando num funcionamento mais frequente dos arejadores, como ilustrado pelo menor espaçamento entre os tempos com arejamento. Os intervalos sem arejamento de maior duração são registados durante a madrugada, podendo chegar até aos 45 minutos, enquanto os de menor duração, de cerca de 25 minutos, coincidem com os picos de caudal afluente. Em média, os arejadores funcionam 10 minutos por hora, variando entre 5 e 15 minutos por hora, com um período total de funcionamento de 4 horas por dia e uma frequência de operação de 40 vezes por dia. Este tempo de arejamento é igual ao observado na realidade.

Estes resultados refletem o sobredimensionamento da ETAR, com a reduzida carga orgânica conduzindo a necessidades reduzidas de oxigénio e, consequentemente, a tempos de funcionamento dos arejadores muito baixos.

Para as condições de nitrificação e desnitrificação simultânea, compararam-se os dois *setpoints* máximos de OD de 0,5 e 2 mg/L para o mesmo *setpoint* mínimo de 0,1 mg/L e os resultados estão apresentados nas Figuras 5.18 e 5.19, respetivamente.

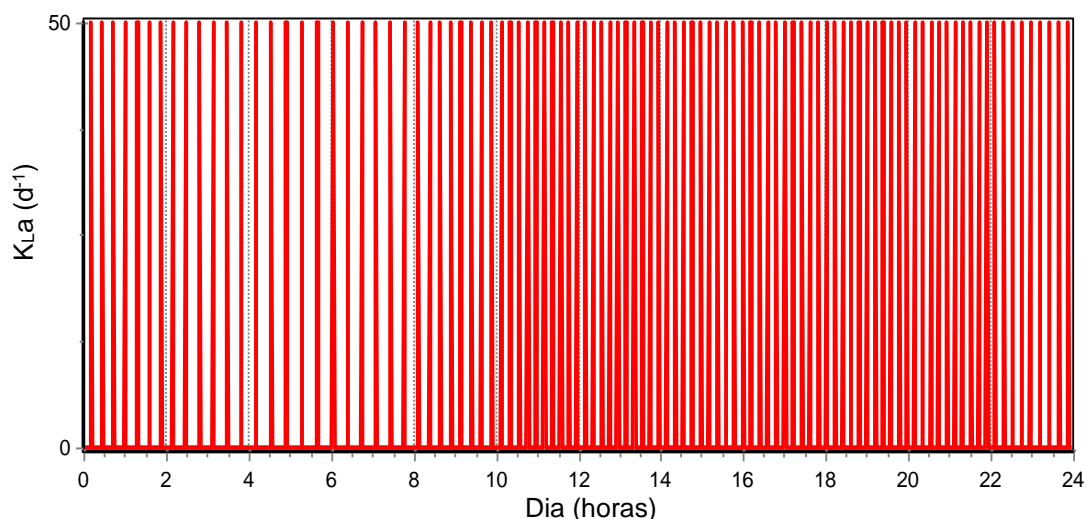


Figura 5.18 - Simulação do arejamento intermitente com *setpoint* máximo de OD de 0,5 mg/L

Como se pode observar, em comparação com as condições atuais, a frequência de arejamento aumentou significativamente quando os *setpoints* de OD foram reduzidos. O intervalo sem arejamento de maior duração foi de 20 minutos, durante a madrugada, e o de menor duração foi de 10 minutos, no final da manhã. Por outro lado, o intervalo com arejamento foi também menor, sendo precisos apenas 2 minutos para o OD aumentar de 0,1 para 0,5 mg/L e um total de 8 minutos por hora. Devido ao rápido consumo e reposição de OD, será necessário ligar os arejadores com maior frequência, cerca de 100 vezes por dia, perfazendo um tempo total de arejamento de 3 horas por dia.

Quando o *setpoint* máximo de OD é aumentado para 2 mg/L, a frequência de arejamento volta a baixar, com o OD demorando mais tempo a ser consumido e depois a ser repostado, tal como observado na Figura 5.19.

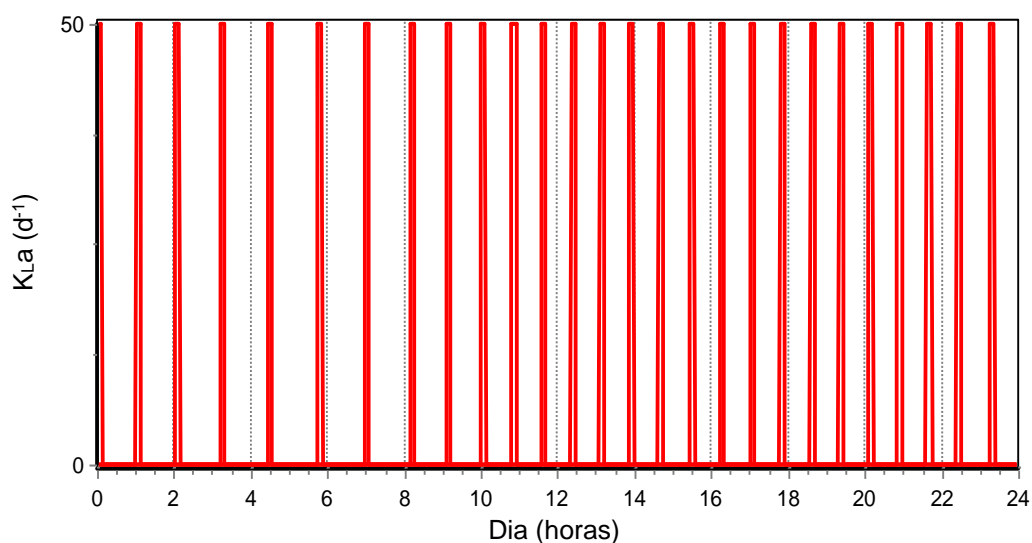


Figura 5.19 - Simulação do arejamento intermitente com *setpoint* máximo de OD de 2 mg/L

Em média, os arejadores funcionam cerca de 11 minutos por hora, num período total de 4,5 horas por dia, enquanto os intervalos sem arejamento podem variar entre 40 e 70 minutos. A frequência de operação dos arejadores é de 25 vezes por dia, sendo 3/4 inferior à situação anterior.

A Tabela 5.5 apresenta os resultados de arejamento simulados, nomeadamente a frequência de arejamento, o tempo médio de arejamento e a duração máxima dos intervalos sem arejamento, quer para as condições atuais (OD mínimo e máximo de 2 e 3 mg/L respetivamente), quer para as condições de nitrificação e desnitrificação simultânea com os *setpoints* mínimo de OD de 0,1 mg/L e máximos de 0,5 a 2 mg/L.

Tabela 5.5 - Resultados obtidos de arejamento para diferentes condições de operação

| OD mínimo (mg/L) | OD máximo (mg/L) | Frequência arejamento (vezes/dia) | Tempo médio arejamento (min/h) | Duração máxima sem arejamento (min/h) |
|------------------|------------------|-----------------------------------|--------------------------------|---------------------------------------|
| 2                | 3                | 40                                | 10                             | 45                                    |
| 0,1              | 0,5              | 100                               | 8                              | 20                                    |
|                  | 1                | 50                                | 9,5                            | 35                                    |
|                  | 1,5              | 35                                | 10,5                           | 50                                    |
|                  | 2                | 25                                | 11                             | 70                                    |

Para um OD mínimo de 0,1 mg/L, quanto maior é o OD máximo, menor é a frequência de funcionamento dos arejadores (menor desgaste mecânico) e maior é a duração máxima do intervalo sem arejamento. O tempo médio de arejamento aumenta ligeiramente com o *setpoint* máximo, de 8 min/h para 11 min/h. A duração máxima sem arejamento de 45 min/h da operação atual só é ultrapassada na operação de nitrificação e desnitrificação simultânea para *setpoints* máximos iguais ou superiores a cerca de 1,5 mg/L. No entanto, estes intervalos sem arejamento mantêm-se adequados e, por isso, não se esperam problemas associados a uma agitação insuficiente no reator biológico.

### 5.5.3. Consumo energético

Obtido o tempo de arejamento do reator biológico, é possível calcular o consumo energético dos arejadores através da equação (5.1)

$$E = P * t \quad (5.1)$$

na qual E é o consumo energético (kWh), P é a potência do motor do arejador (kW) e t é o tempo de funcionamento do arejador (h).

A Tabela 5.6 apresenta as condições atuais de horas de funcionamento e consumo energético diário e anual dos dois arejadores em conjunto, sabendo que cada um está provido de um motor trifásico com uma potência de 15 kW.

Tabela 5.6 - Consumo energético nas condições atuais de operação

| Parâmetro                           | Condições atuais |
|-------------------------------------|------------------|
| Potência (kW)                       | 15               |
| Tempo de arejamento (h/dia)         | 4                |
| Consumo energético diário (kWh/dia) | 120              |
| Consumo energético anual (kWh/ano)  | 43 800           |

A Figura 5.20 apresenta o consumo energético anual para as condições com nitrificação e desnitrificação simultânea com um *setpoint* mínimo de OD de 0,1 mg/L e para diferentes *setpoints* máximos de OD. A reta representa o consumo energético anual das condições atuais. Os tempos médios de arejamento para cada um destes *setpoints* máximos de OD encontram-se na Tabela 5.5.

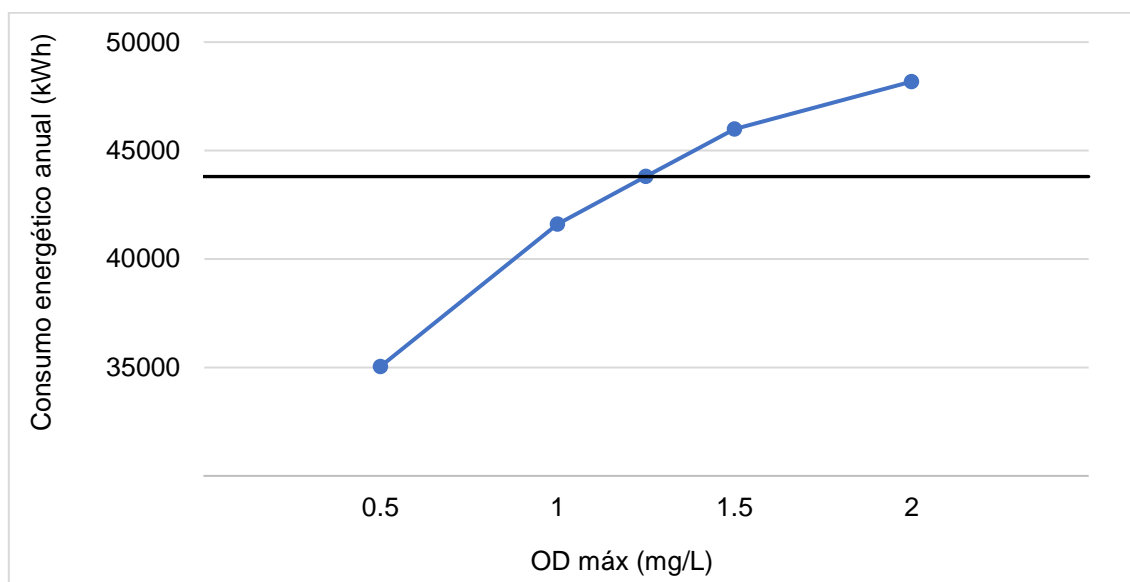


Figura 5.20 - Consumo energético para vários *setpoints* máximos de OD

Pelo que se observa na Figura 5.20, a partir de um *setpoint* máximo de OD de cerca de 1,3 mg/L, o consumo energético é superior ao observado nas condições atuais.

#### 5.5.4. Análise de custos

Nesta secção, são avaliados os custos associados ao consumo energético e ao doseamento de metanol necessários para um processo eficaz de nitrificação e desnitrificação simultânea.

Como determinado anteriormente, o consumo energético nas condições atuais de operação é de 43 800 kWh/ano. Numa operação de nitrificação e desnitrificação simultânea, varia entre 35 000 e cerca de 50 000 kWh/ano de acordo com os *setpoints* de OD (Figura 5.20). Neste processo, é ainda necessário dosear metanol, numa adição de 1,8 ton/ano a 6 ton/ano consoante os *setpoints* de OD a utilizar (Tabela 5.4).

Os custos associados a estes consumos de energia e metanol são apresentados na Tabela 5.7 Assume-se um custo de 0,17 €/kWh e de 360 €/tonelada de metanol (SAPEC, comunicação privada). O custo total nas condições atuais é de 7 450 €/ano.

Tabela 5.7 - Custo total para diferentes condições de operação

| OD mínimo<br>(mg/L) | OD máximo<br>(mg/L) | Consumo energético<br>(€/ano) | Doseamento de metanol<br>(€/ano) | Custo total<br>(€/ano) | Diferença para as condições atuais<br>(€/ano) |
|---------------------|---------------------|-------------------------------|----------------------------------|------------------------|---|
| 2                   | 3                   | 7 450                         | -                                | 7 450                  | -   |
| 0,1                 | 0,5                 | 5 960                         | 650                              | 6 610                  | -840  |
|                     | 1                   | 7 075                         | 1 440                            | 8 515                  | 1 065   |
|                     | 1,5                 | 7 820                         | 1 980                            | 9 800                  | 2 350   |
|                     | 2                   | 8 190                         | 2 160                            | 10 350                 | 2 900   |

Os custos energéticos no processo de nitrificação e desnitrificação simultânea são, de um modo geral, inferiores aos atualmente praticados. No que se refere à adição de metanol, esta resultaria num aumento de até 2 000 €/ano. O aumento do custo total com a utilização de *setpoints* máximos de OD mais elevados é pouco significativo relativamente às condições atuais de operação.

#### 5.6. Processo de Ludzack-Ettinger modificado

Também com a finalidade de remover azoto, avalia-se de seguida a hipótese de implementar o processo de Ludzack-Ettinger modificado através da compartimentação do reator biológico em zonas anóxica e aeróbia com uma recirculação interna de nitratos entre estas. A zona anóxica situa-se a montante do volume aeróbio e recebe diretamente a matéria orgânica, bem como as lamas provenientes do decantador secundário.

Na zona aeróbia do reator biológico, é importante manter o nível de OD o mais baixo possível a fim de minimizar a quantidade do mesmo que é recirculada juntamente com os nitratos para a zona anóxica. Por outro lado, terá de ser suficientemente elevado para evitar o crescimento de bactérias filamentosas causadoras de *bulking* e *foaming* no decantador secundário. Como tal, escolheram-se concentrações de 1 e 2 mg/L como os *setpoints* mínimo e máximo de OD no reator aeróbio, respetivamente.

As restantes condições são as observadas atualmente, nomeadamente um caudal de efluente bruto de 120 m<sup>3</sup>/dia, constituído por 240 mg/L de CQO e 50 mg/L de N<sub>TOTAL</sub>, e uma razão de recirculação de lamas de 1.

A Tabela 5.8 apresenta as concentrações de N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado de acordo com as simulações realizadas para vários volumes anóxico (V<sub>AN</sub>) e aeróbio (V<sub>AR</sub>), e para diferentes caudais de recirculação interna, os quais podem variar entre uma e três vezes o caudal médio diário.

Tabela 5.8 - Valores obtidos de N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado para diferentes condições do processo Ludzack-Ettinger modificado

| V <sub>AN</sub> – V <sub>AR</sub> (m <sup>3</sup> ) | Caudal de recirculação interna (m <sup>3</sup> /dia) |      |      |
|---|--|------|------|
|   | 120  | 240  | 360  |
| 300 – 600   | 19,8   | 19,5 | 19,4 |
| 450 – 450   | 17,5   | 14,9 | 14,3 |
| 600 – 300   | 17   | 13,5 | 11,7 |

Como se observa, são obtidos valores de N<sub>TOTAL</sub> inferiores ao limite de descarga para um volume anóxico igual ou superior ao volume aeróbio e para um caudal de recirculação interna duas a três vezes superior ao caudal médio diário. De facto, a concentração mais baixa de N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado, cerca de 12 mg/L, foi obtida para os valores máximos de volume anóxico e de recirculação interna.

Na configuração do processo de Ludzack-Ettinger modificado, a zona anóxica é normalmente inferior à zona aeróbia. A necessidade de um volume anóxico relativamente elevado indica que a taxa de desnitrificação é muito baixa, provavelmente em consequência da reduzida carga mássica afluente à ETAR. A ausência de suficiente substrato obriga a que a desnitrificação se realize maioritariamente por respiração endógena, através da qual a própria biomassa se torna no novo substrato e consome os seus produtos orgânicos de reserva como fonte de carbono e de energia. Isto resulta numa reação de desnitrificação lenta e, consequentemente, num volume de reator maior.

A concentração de N<sub>TOTAL</sub> do efluente tratado é constituída por 95% de nitratos, 4% de azoto orgânico solúvel e 1% de azoto amoniacal, revelando uma nitrificação muito eficiente na zona aeróbia do reator biológico. Por outro lado, a concentração de CQO do efluente tratado manteve-se constante (29 mg/L).



Pode-se concluir que neste processo é possível remover eficazmente o azoto com os *setpoints* relativamente elevados de OD de 1 e 2 mg/L na zona aeróbia.

Embora o processo de Ludzack-Ettinger modificado dispense a adição de uma fonte exógena de carbono, tem a desvantagem de necessitar modificações estruturais no reator biológico. Além disso, não resolverá os problemas de sedimentabilidade das lamas no decantador secundário, pois os valores de carga mássica e idade de lamas permanecerão desfavoráveis. Por outro lado, o processo de nitrificação e desnitrificação simultânea com a adição de uma fonte exógena de carbono removerá eficazmente o azoto, e poderá resolver também os problemas de sedimentabilidade das lamas. É também um processo mais flexível para acompanhar as variações do tamanho da população através do simples ajuste do doseamento da fonte exógena de carbono.



## 6. Conclusões

As principais conclusões do trabalho realizado são as seguintes:

- A ETAR está sobredimensionada para a população que serve atualmente, resultando num tempo de retenção hidráulico elevado tanto no reator biológico (cerca de 8 dias), como no decantador secundário (cerca de 3 dias), uma idade de lamas igualmente elevada (75 dias) e uma carga mássica muito reduzida (0,008 kg CBO<sub>5</sub>/kg MVS.dia).
- Aqueles parâmetros desfavoráveis apontam para a ocorrência de problemas de sedimentabilidade das lamas no decantador secundário, nomeadamente a formação de *pin-point flocs*, *bulking* filamentoso e *rising sludge*, os quais explicarão os aumentos de CBO<sub>5</sub>, CQO e SST observados no efluente tratado.
- A redução da carga mássica representa um constrangimento para a assimilação de azoto por parte dos microrganismos, o que poderá explicar o aumento da concentração de N<sub>TOTAL</sub> no efluente tratado.
- A quantidade de lamas em excesso atualmente retirada corresponde à estimada por capitação de CBO<sub>5</sub>.
- Através de modelação com o programa ASIM, determinou-se que para as atuais condições de afluência à ETAR, o volume de reator que permitiria operar com valores aceitáveis de idade de lamas (cerca de 20 dias ou menos), concentração de MS (cerca de 4 000 mg/L), carga mássica (entre 0,05 e 0,1 kg CBO<sub>5</sub>/kg MVS.d) e tempo de retenção hidráulico (entre 20 e 30 horas), seria de cerca de 100 m<sup>3</sup> a 150 m<sup>3</sup>, em vez dos atuais 900 m<sup>3</sup>.
- A simulação do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea no atual reator biológico mostrou que poderiam ser obtidos valores de N<sub>TOTAL</sub> muito próximos do valor de descarga estabelecido por lei (15 mg/L), mas seriam necessários *setpoints* de OD muito reduzidos, nomeadamente de 0,1 e 0,2 mg/L. Valores tão baixos de OD seriam difíceis de controlar e causariam *bulking* filamentoso e *foaming* no decantador secundário.
- O doseamento de uma fonte exógena de carbono permitiria operar a *setpoints* de OD mais elevados como consequência do aumento da razão CQO/N. Utilizando metanol como fonte de carbono, seria necessário adicionar entre 2 e 6 ton/ano para uma faixa de *setpoints* máximos de OD de 0,5 a 2 mg/L, representando custos anuais pouco significativos.
- As necessidades de arejamento e o consumo energético na nitrificação e

desnitrificação simultânea dependem igualmente do *setpoint* máximo de OD a utilizar, podendo ser inferiores aos observados atualmente. Independentemente do *setpoint* máximo de OD a utilizar, não se esperam problemas associados a uma insuficiente agitação no reator biológico.

- Para além de remover azoto, a nitrificação e desnitrificação simultânea com adição de metanol tem potencial para resolver os problemas de *pin-point flocs* e *bulking* filamentoso no decantador secundário devido à redução da idade de lamas e ao aumento da carga mássica, ocorrendo igualmente uma maior assimilação de azoto por parte dos microrganismos. Além disso, colmataria o problema de *rising sludge* pois a maioria dos nitratos teria já sido desnitrificada no reator biológico.
- No processo de Ludzack-Ettinger modificado, para se atingir uma remoção eficaz de azoto, o volume do reator anóxico teria de ser metade ou superior ao volume do reator aeróbio, pois a baixa carga mássica obriga a uma desnitrificação endógena lenta. Ao contrário da nitrificação e desnitrificação simultânea, não seria necessário operar com *setpoints* de OD demasiado baixos, nem adicionar uma fonte exógena de carbono (uma vez que na zona anóxica não há atividade aeróbia para competir com a desnitrificante pela CQO). Nestas circunstâncias, persistiriam os problemas de sedimentabilidade das lamas.
- A aplicação do programa ASIM no presente caso beneficiaria de mais análises ao efluente bruto, incluindo também o fracionamento da CQO pois este é o parâmetro mais importante para a calibração do modelo ASM1. Seria igualmente necessário medir regularmente a matéria suspensa no reator biológico e na recirculação de lamas, bem como o caudal desta.
- Para mitigar a deterioração da qualidade do efluente a curto prazo, é necessário averiguar a possibilidade de aumentar a carga mássica e diminuir a idade de lamas, através da purga destas e consequente redução da matéria suspensa. Subsequentemente, poderá ser estudada a instalação de uma unidade de doseamento de metanol com o objetivo de conduzir testes preliminares ao processo de nitrificação e desnitrificação simultânea.

## Referências Bibliográficas

- Amanatidou, E., Samiotis, G., Trikoilidou, E., Pekridis, G., & Taousanidis, N. (2015). "Evaluating sedimentation problems in activated sludge treatment plants operating at complete sludge retention time". *Water Research*, 69, pp. 20–29.
- Amaral, L e Maurício, R. (2017). Folhas de apoio às aulas de Drenagem e Tratamento de Águas Residuais. FCT/UNL, Lisboa (Portugal).
- Ammary, B. Y., & Radaideh, J. A. (2005). "Simultaneous nitrification and denitrification in an oxidation ditch plant". *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly*, 19(2), pp. 207–212.
- Ariscrisnã, P. M. (2012), "Simulação Numérica Aplicada ao Tratamento de Efluentes". Repositório Científico do Instituto Superior de Lisboa, Lisboa.
- Berg, J. (2014). "Reduced Energy Consumption and Improved Treatment using Intermittent Aeration at the Ja-Ela / Ekala Wastewater Treatment Plant in Sri Lanka Minskad". *Master Thesis at the Water and Environmental Engineering Programme at Uppsala University, Sweden*.
- Bueno, R. F., Piveli, R. P., Campos, F., & Sobrinho, P. A. (2018). "Simultaneous nitrification and denitrification in the activated sludge systems of continuous flow". *Environmental Technology (United Kingdom)*, 39(20), pp. 2641–2652.
- Cheresiminoff, N. P. (1996). "Biotechnology for Waste and Wastewater Treatment". *Noyes Publications*, Nova Jérсия, EUA.
- Chiu, Y. C., Lee, L. L., Chang, C. N., & Chao, A. C. (2007). "Control of carbon and ammonium ratio for simultaneous nitrification and denitrification in a sequencing batch bioreactor". *International Biodeterioration and Biodegradation*, 59(1), pp. 1–7.
- Choubert, J. M., Marquot, A., Stricker, A. E., Gillot, S., Racault, Y., & Heduit, A. (2008). "Maximum growth and decay rates of autotrophic biomass to simulate nitrogen removal at 10°C with municipal activated sludge plants". *Water SA*, 34(1), pp. 71–76.
- Côrte-Real, M., Ludovico, P., Rodrigues, F., Leão, C. (2003). "Metabolismo Primário". *Biotechnologia: Fundamentos e Aplicações*, pp. 33-50.
- Davies, P. S. (2005). "The Biological Basis of Wastewater Treatment". *Strathkelvin Industries Ltd*. pp. 20.
- Dey, A. (2010). "Modeling simultaneous nitrification-denitrification process in an activated sludge continuous flow stirred-tank reactor: System optimization and sensitivity analysis". *Environmental Engineering Science*, 27(9), pp. 757–765.
- EAWAG (2006). "Dynamic Simulation Software for Biological Wastewater Treatment Modeling - ASIM". Tutorial. Berna, Suíça.
- Eikelbomm, D. H. (2000). "Process Control of Activated Sludge Plants by Microscopic Investigation". *IWA Publishing*, pp. 170.
- Ekama, G. A. (2010). "The role and control of sludge age in biological nutrient removal activated sludge systems". *Water Science and Technology*, 61(7), pp. 1645–1652.
- Ekama, G. A., Dold, P. L., & Marais v., G. R. (1986). "Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems". *Water Science and Technology*, 18(6), pp. 91–114.
- Environmental Protection Agency (EPA) (1997). "Process Control Manual for Aerobic Biological Wastewater Treatment Facilities. Washington D.C. (EUA).

Environmental Protection Agency (EPA) (1997). "Wastewater Treatment Manuals: Primary, Secondary and Tertiary Treatment". Irlanda, pp. 131.

Environmental Protection Agency (EPA) (2007). "Biological Nutrient Removal. Processes and Costs". EUA, pp. 15.

Eriksson, L., Steen, I., Tendaj, M. (1992). "Evaluation of sludge properties". *Water Scientific Technology*, 25(6), pp. 251-266.

Entidade Reguladora dos Serviços de Águas e Resíduos (ERSAR) (2016). "Tratamento de Águas Residuais. Operações e Processos de Tratamento Físico e Químico". Cursos técnicos.

Espinosa-Rodríguez, M. A., & Fall, C. (2015). "Optimization de la producción de lodos en un sistema de lodos activados a través de la calibración del modelo ASM1". *Ingeniería, Investigación y Tecnología*, 16(1), pp. 93-104.

Feng, Q., Cao, J. sun, Chen, L. N., Guo, C. Y., Tan, J. yi, & Xu, H. lian. (2011). "Simultaneous nitrification and denitrification at variable C/N ratio in aerobic granular sequencing batch reactors". *Journal of Food, Agriculture and Environment*, 9(3-4), pp. 1131-1136.

Ferreira, F. M. S. (2011). "Simulação Dinâmica do comportamento de ETAR: Princípios e modelos".

FAO (1992). "Wastewater treatment". *Wastewater treatment and use in agriculture*, vol. 47, Roma (Itália).

Frazão, Tânia. (2015). "Controlo analítico de ETAR através de métodos expeditos de análise". Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil, Instituto Superior Técnico, Lisboa.

Gernaey, K. V., Sin, G. (2008). "Wastewater Treatment Models". *Encyclopedia of Ecology*, pp. 3120.

Gernaey, K. V., Van Loosdrecht, M. C. M., Henze, M., Lind, M., & Jørgensen, S. B. (2004). "Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: State of the art". *Environmental Modelling and Software*, 19, pp. 763-783.

Gogina, E., & Gulshin, I. (2016). "Simultaneous Nitrification and Denitrification with Low Dissolved Oxygen Level and C/N ratio". *Procedia Engineering*, 153, pp. 189-194.

Gabb, D. M. D., Stil, D. A., Ekama, G. A., Jenkins, D., Marais, D.R. (1991). "The Selector Effect on Filamentous Bulking in Long Sludge Age Activated Sludge Systems". *Wat. Sci. Tech.* vol. 23, Tóquio, pp. 867-877.

Grady, C. P., Daigger, G. T., Lim, H. C. (1999). "Biological Wstewater Treatment", (2ª ed.), *Marcel Dekker, Inc.*, Nova Iorque.

Grau, P., de Gracia, M., Vanrolleghem, P. A., & Ayesa, E. (2007). "A new plant-wide modelling methodology for WWTPs". *Water Research*, 41(19), pp. 4357-4372.

Gray, N. F. (2004). "Biology of Wastewater Treatment. *Imperial College Press*, Londres (Inglaterra), pp. 1421.

Gujer, W., & Henze, M. (1991). "Activated sludge modelling and simulation". *Water Science and Technology*, 23(4-6), pp. 1011-1023.

Henze, M., Gujer, W., Mino, T., & van Loosedrecht, M. (2000). "Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3". *IWA Publishing*.

Henze, M., Harremoës, P., La Cour Jansen, J., Arvin, A. (1996). "Wastewater Treatment. Biological and Chemical Processes". Springer Verlag, Berlim, Alemanha.

Henze, M., Jr, C. P. L. G., Gujer, W., v. R. Marais, G., & Matsuo, T. (1986). "Activated sludge model no. 1 by IAWPRC". *IWA Publishing*.

Isaacs, S. H., & Henze, M. (1995). "Controlled carbon source addition to an alternating

nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P removal". *Water Research*, 29(1), pp. 77–89.

Jenkins, D., Richards, M., Daigger, G. (2004). "Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking, Foaming and other Solids Separation Problems", (3ª ed.). *CRC Press*.

Jeppsson, U. (1996). "A General Description of the Activated Sludge Model No. 1 (ASM1)". *Components*, 1(1), pp. 1–16.

Jurtshuk, P. (1996). "Bacterial Metabolism". *Medical Microbiology*, (4ª ed.), *University of Texas Medical Branch*, Galvestone, Texas, EUA.

Luizi, R.P.S.L. (2012). "Operação de Sistemas de Tratamento de Águas Residuais por Lamas Activadas com Arejamento Prolongado". *International Review for Environmental Strategies*, 6(2), pp. 181–204.

Kinnear, D. J. (2012). "Return Activated Sludge Flow Rate Control Strategies". *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2004(15), pp. 336–357.

Lee, J. W., Jutidamrongphan, W., Park, K. Y., Moon, S., & Park, C. (2012). "Advanced treatment of wastewater from food waste disposer in modified Ludzack-Ettinger type membrane bioreactor". *Environmental Engineering Research*, 17(2), pp. 59–63.

Lehtiniemi, M., Engström-Öst, J., & Viitasalo, M. (2005). "Turbidity decreases anti-predator behaviour in pike larvae, *Esox lucius*". *Environmental Biology of Fishes*, 73(1), pp. 1–8.

Leick, S. A., De Oliveira, J. G. B., Tavares, K. A., Lopes, D. D., & Barana, A. C. (2017). "Effect of aeration and recirculation in the removal of nitrogen and chemical oxygen demand from sanitary sewage in a structured bed reactor". *Engenharia Agrícola*, 37(6), pp. 1236–1243.

Lemoine, C., & Grelier, P. (2005). "Simultaneous Nitrification/Denitrification Control for Activated Sludge Waste Water Treatment". *Proceedings of IWA World Water Congress*, Viena, Áustria, 7-12 de setembro de 2008.

Lever, M. (2010). "Operators guide to activated sludge bulking". *35th Annual Qld Water Industry Operations Workshop Community Sports Centre, CQ University, Rockhampton*, 22-24 de junho de 2010, (4), pp. 4–10.

Lim, J.-Y., Kim, H.-S., Park, S.-Y., & Kim, J.-H. (2019). "Simultaneous nitrification and denitrification by using ejector type microbubble generator in a single reactor". *Environmental Engineering Research*, 25(2), pp. 252–257.

Makinia, J., Rosenwinkel, K. H., & Spering, V. (2005). "Long-term simulation of the activated sludge process at the Hanover-Gümmerwald pilot WWTP". *Water Research*, pp. 1489–1502.

Makinia, J., & Wells, S. A. (2000). "A General model of the activated sludge reactor with dispersive flow. Model development and parameter estimation". *Departamento de Engenharia do Ambiente, Universidade Técnica de Gdansk*, 34(16), pp. 3987-3996.

Mano, A.P. (2017). *Folhas de apoio às aulas de Sistemas de Tratamento de Águas Residuais e Efluentes industriais*. FCT/UNL, Lisboa (Portugal).

Metcalf & Eddy (2003), "Wastewater Engineering, Treatment and Reuse", (4ª ed.) *McGraw and Hill*, Boston.

Ministério do Ambiente (1997). "Decreto-Lei nº152/97, de 19 de junho". *Diário da República*, 1ª série A, nº139.

Orhon, D., & Artan, N. (1994), "Modelling of Activated Sludge Systems", *Technomic Publishing Company, Inc.*

Orhon, D., Cokgor, E. U., Sözen, S., Teksoy-başaran, S., Ergal, I., Karaca, C. Lee, D. (1996). "Appropriate technologies for the minimization of environmental impact from COD fractionation in wastewater characterization - The state of the art". *Journal of Membrane Science*, pp. 276–307.

- Panikov, N. S. (2010). "Kinetics, Microbial Growth".
- Peterson, E. E. (1965). "Chemical Reaction Analysis". Prentice-Hall, Nova Jérσία, EUA.
- Pombo, S. (2010). "Contributo para a Utilização de Modelos de Simulação Dinâmica no Dimensionamento de Processos de Lamas Activadas". Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa, Lisboa.
- Ramalho, D. F. (2015). "Eficiência energética no processo de transferência de oxigénio na ETAR de Água Longa e de Penices". Repositório Científico da Universidade do Minho.
- Randall, C. W., Barnard, J. L., Stensel, H. D. (1992). "Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal". *Water Quality Management Library*, vol.5, Technomic Publishing Inc.
- Richard, M. (2003). "Activated sludge microbiology problems and their control". *20th Annual USEPA National Operator Trainers Conference*, 8 de junho de 2003, pp. 1–21.
- Rogensues, A. (2016). "What every operator needs to know about secondary clarification". *Operator Essentials*, pp. 46–49.
- Santos, Jorge Filipe Sequeira; Correia, M. C. M. (2012). "Metodologia De Tratamento De Lamas e Organização do Balanço De Massas". Repositório Científico do Instituto Politécnico de Lisboa.
- Silva Lopes, L. R. (2017). "Modelação matemática do sistema de lamas ativadas da ETAR de Ílhavo". Repositório Científico da Universidade de Coimbra.
- Sardinha J. (2018). Folhas de apoio às aulas de Equipamentos Eletromecânicos e Automação. FCT/UNL, Lisboa.
- Spellman, F. R. (2003). "Handbook of Water and Wastewater Treatment. Plant Operations". *Lewis Publishers*. pp. 670.
- Sperling, M. v. (2007). "Basic Principles of Wastewater Treatment", *Biological Wastewater Treatment Series*, vol. 2, IWA Publishing.
- Michigan Department of Environmental Quality (2008). "Activated Sludge Pocess Control". *Training Manual for Wastewater Treatment Plant Operators*.
- Takács, I., Patry, G., Nolasco, D. (1991). "A dynamic model of the clarification - thickening process". *Water Res*, 25(10), pp. 1263-1275.
- Van Loosdrecht, M. C. M., Lopez-Vazquez, C. M., Meijer, S. C. F., Hooijmans, C. M., & Brdjanovic, D. (2015). "Twenty-five years of ASM1: past, present and future of wastewater treatment modelling". *Journal of Hydroinformatics*, 17(5), pp. 697–718.
- Vanrolleghem, P., Insel, G., Petersen, B., Pauw, D., Nopens, I., Dovermann, H, Gernaey, K. (2003). "A Comprehensive Model Calibration Procedure for Activated Sludge Models". *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2003*, pp. 210–237.
- Watson, S. W., Valois, F. W., Waterbury, J. B. (1981). "The Family Nitrobacteraceae". *The Prokaryotes*, pp. 1005–1022.
- WEF (2003). "Wastewater Treatment Design". *IWA Publishing*, pp. 516.
- Wilen, Britt-Marie (1995). "Effect of Different Parameters on Settling Properties of Activated Sludge". *Water and Environmental Engineering, Lunds University, Sweden*.
- Zhang, P., & Qi, Z. (2007). "Simultaneous nitrification and denitrification in activated sludge system under low oxygen concentration". *Frontiers of Environmental Science and Engineering in China*, 1(1), pp. 49–52.



## Anexos

### Anexo I: Caudais de saída ou de água tratada

Tabela A1 - Caudais de água tratada nos anos 2016, 2017 e 2018 entre os meses de janeiro e junho.

| Parâmetro                       | Ano  | Janeiro | Fevereiro | Março | Abril | Mai   | Junho |
|---------------------------------|------|---------|-----------|-------|-------|-------|-------|
| Caudal de água tratada (m³/mês) | 2016 | 6 940   | 6 719     | 7 645 | 7 676 | 6 713 | 5 633 |
|                                 | 2017 | 4 154   | 4 381     | 4 912 | 3 663 | 4 709 | 3 491 |
|                                 | 2018 | 3 578   | 3 088     | 5 108 | 5 189 | 4 308 | 3 939 |

Tabela A2 - Caudais de água tratada nos anos 2016, 2017 e 2018 entre os meses de julho e dezembro.

| Parâmetro                       | Ano  | Julho | Agosto | Set   | Out   | Nov   | Dez   |
|---------------------------------|------|-------|--------|-------|-------|-------|-------|
| Caudal de água tratada (m³/mês) | 2016 | 4 500 | 4 565  | 3 276 | 4 965 | 5 197 | 5 020 |
|                                 | 2017 | 2 544 | 2 627  | 2 485 | 2 543 | 2 575 | 2 430 |
|                                 | 2018 | 3 401 | 2 677  | 2 338 | 2 903 | 4 086 | 2 982 |

### Anexo II: Dados do efluente tratado

Tabela A3 - Dados da amostra composta do efluente tratado para cada mês de 2016.

| 2016               |          |        |     |      |     |      |      |       |      |      |      |      |      |
|--------------------|----------|--------|-----|------|-----|------|------|-------|------|------|------|------|------|
| Parâmetro          | Unidade  | JAN    | FEV | MAR  | ABR | MAI  | JUN  | JUL   | AGO  | SET  | OUT  | NOV  | DEZ  |
| pH                 | Sorensen | 7,2    | 7,2 | 7,5  | 7,6 | 7,4  | 7,3  | 7,3   | 7,2  | 7    | 7,1  | 7,3  | 7,3  |
| T                  | °C       | 19     | 19  | 20,4 | 21  | 19,9 | 20,7 | 19,1  | 20,2 | 20,2 | 19,9 | 19,3 | 19,5 |
| CQO                | mg/L     | <30    | <30 | <30  | <30 | <30  | <30  | <30   | <30  | 37   | 84   | 50   | 35   |
| CBO <sub>5</sub>   |          | 7      | 11  | 10   | 5   | 11   | <2   | 13    | 8    | 10   | 20   | 9    | 13   |
| SST                |          | 10     | 11  | 9,6  | 3,6 | 4,6  | 6,6  | 10    | 12   | 14   | 12   | 22   | 19   |
| N <sub>TOTAL</sub> |          | 21     | 16  | 18   | 14  | 18   | 18   | 23    | 23   | 29   | 29   | 25   | 19   |
| P <sub>TOTAL</sub> |          | 3,5    | 3,2 | <2   | <2  | 3    | 3    | 3,8   | 4    | 4,4  | 5,4  | 5    | 4,4  |
| Hidroc. Tot.       |          | <3     | <3  | <3   | <3  | <3   | <3   | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   |
| Óleos/gord.        |          | <3     | <3  | <3   | <3  | <3   | <3   | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   |
| Fenóis             |          | <0,001 | -   | -    | -   | -    | -    | <0,01 | -    | -    | -    | -    | -    |
| Chumbo             |          | <0,05  | -   | -    | -   | -    | -    | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    |
| Sulfuretos         |          | <1     | -   | -    | -   | -    | -    | <1    | -    | -    | -    | -    | -    |
| Ferro              |          | 0,23   | -   | -    | -   | -    | -    | 0,1   | -    | -    | -    | -    | -    |
| Zinco              |          | <0,05  | -   | -    | -   | -    | -    | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    |

Tabela A4 - Dados da amostra composta do efluente tratado para cada mês de 2017.

| 2017               |          |       |      |      |      |      |      |       |      |      |      |     |      |
|--------------------|----------|-------|------|------|------|------|------|-------|------|------|------|-----|------|
| Parâmetro          | Unidade  | JAN   | FEV  | MAR  | ABR  | MAI  | JUN  | JUL   | AGO  | SET  | OUT  | NOV | DEZ  |
| pH                 | Sorensen | 7,6   | 7,5  | 7,3  | 7,4  | 7,2  | 7    | 8,4   | 7,9  | 7,1  | 6,9  | 6,4 | 7,1  |
| T                  | °C       | 19,5  | 20,2 | 20,7 | 20,5 | 20,1 | 20,2 | 19,7  | 19,5 | 19,6 | 19,4 | 20  | 20,9 |
| CQO                | mg/L     | 140   | 38   | 23   | 23   | 42   | 35   | 29    | 29   | 45   | 37   | 46  | 76   |
| CBO <sub>5</sub>   |          | 18    | 3    | <2   | 9    | 11   | 8    | 7     | 2    | 13   | <2   | 6   | <2   |
| SST                |          | 19    | 7,1  | 3,8  | 8,1  | 14   | 12   | 6     | 11   | 6,5  | 22   | 25  | 38   |
| N <sub>TOTAL</sub> |          | 23    | 16   | 20   | 21   | 25   | 29   | 26    | 27   | 32   | 29   | 25  | 34   |
| P <sub>TOTAL</sub> |          | 4,3   | 3,5  | 3,6  | 4,3  | 5,7  | 5,4  | 5     | 5,5  | 6    | 7,1  | 6,6 | 7,5  |
| Hidroc. Tot.       |          | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   | <3    | <3   | <3   | <3   | <3  | <3   |
| Óleos/gord.        |          | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   | <3    | <3   | <3   | <3   | <3  | <3   |
| Fenóis             |          | 0,1   | -    | -    | -    | -    | -    | <0,05 | -    | -    | -    | -   | -    |
| Chumbo             |          | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    | <0,05 | -    | -    | -    | -   | -    |
| Sulfuretos         |          | <1    | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  | -    | -    | -    | -   | -    |
| Ferro              |          | 0,5   | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  | -    | -    | -    | -   | -    |
| Zinco              |          | 0,1   | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  | -    | -    | -    | -   | -    |

Tabela A5 - Dados da amostra composta do efluente tratado para cada mês de 2018.

| 2018               |          |       |      |      |      |      |      |       |      |      |      |      |      |
|--------------------|----------|-------|------|------|------|------|------|-------|------|------|------|------|------|
| Parâmetro          | Unidade  | JAN   | FEV  | MAR  | ABR  | MAI  | JUN  | JUL   | AGO  | SET  | OUT  | NOV  | DEZ  |
| pH                 | Sorensen | 6,2   | 6,2  | 6,5  | 7,4  | 7,7  | 7,6  | 8     | 7,7  | 7,4  | 6,9  | 6,2  | 7    |
| T                  | °C       | 19,5  | 19,3 | 19,9 | 19,1 | 19,1 | 19,6 | 19,6  | 19,8 | 19,7 | 19,2 | 19,9 | 19,4 |
| CQO                | mg/L     | 33    | 120  | 190  | 47   | 15   | 47   | 53    | 45   | 40   | 39   | 41   | 38   |
| CBO <sub>5</sub>   |          | 11    | 25   | 18   | 15   | 4    | 30   | 23    | 45   | 18   | 20   | 10   | 30   |
| SST                |          | 28    | 57   | 81   | 26   | 23   | 32   | 27    | 25   | 16   | 22   | 24   | 29   |
| N <sub>TOTAL</sub> |          | 31    | 45   | 39   | 19   | 14   | 15   | 16    | 24   | 31   | 34   | 42   | 36   |
| P <sub>TOTAL</sub> |          | 4,6   | 6,2  | 6,4  | 3,2  | 3,8  | 4,3  | 4,4   | 6,9  | 9,8  | 7,3  | 7,1  | 4,7  |
| Hidroc. Tot.       |          | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   | <3    | <3   | <3   | <3   | <1   | <1   |
| Óleos/gord.        |          | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   | <3    | <3   | <3   | <3   | <1   | <1   |
| Fenóis             |          | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    |
| Chumbo             |          | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    |
| Sulfuretos         |          | -     | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  | -    | -    | -    | -    | -    |
| Ferro              |          | 0,14  | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  | -    | -    | -    | -    | -    |
| Zinco              |          | 0,18  | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  | -    | -    | -    | -    | -    |

Tabela A6 - Dados da amostra composta do efluente tratado entre janeiro e julho de 2019.

| 2019               |          |       |      |      |      |      |      |       |
|--------------------|----------|-------|------|------|------|------|------|-------|
| Parâmetro          | Unidade  | JAN   | FEV  | MAR  | ABR  | MAI  | JUN  | JUL   |
| pH                 | Sorensen | 6,2   | 6,2  | 6,5  | 7,4  | 7,7  | 7,6  | 8     |
| T                  | °C       | 19,5  | 19,3 | 19,9 | 19,1 | 19,1 | 19,6 | 19,6  |
| CQO                | mg/L     | 29    | 40   | 50   | 71   | 53   | 56   | 30    |
| CBO <sub>5</sub>   |          | 20    | 25   | 28   | 23   | 14   | 50   | 23    |
| SST                |          | 16    | 28   | 38   | 39   | 26   | 37   | 9     |
| N <sub>TOTAL</sub> |          | 26    | 39   | 43   | 44   | 36   | 32   | 42    |
| P <sub>TOTAL</sub> |          | 4,6   | 6,2  | 6,4  | 3,2  | 3,8  | 4,3  | 4,4   |
| Hidroc. Tot.       |          | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   | <3    |
| Óleos/gord.        |          | <3    | <3   | <3   | <3   | <3   | <3   | <3    |
| Fenóis             |          | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    | <0,05 |
| Chumbo             |          | <0,05 | -    | -    | -    | -    | -    | <0,05 |
| Sulfuretos         |          | -     | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  |
| Ferro              |          | 0,14  | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  |
| Zinco              |          | 0,18  | -    | -    | -    | -    | -    | <0,1  |

### Anexo III: Dados do reator biológico

Neste anexo, a Tabela A7 apresenta os valores de pH, concentração de OD, condutividade e da temperatura observados no reator biológico para cada mês dos anos de 2016 a 2018.

Tabela A7 - Dados observados no reator biológico entre os anos 2016 e 2018.

| Ano  | Mês       | pH  | OD (mg/L) | Cond. (µS/cm) | T (°C) |
|------|-----------|-----|-----------|---------------|--------|
| 2016 | Janeiro   | 6,1 | 3,3       | 468           | 16,5   |
|      | Fevereiro | 5,7 | 3,3       | 465           | 16,9   |
|      | Março     | 5,7 | 3,3       | 475           | 16,9   |
|      | Abril     | 5,8 | 3,3       | 476           | 18     |
|      | Maiο      | 5,8 | 3,3       | 482           | 18,8   |
|      | Junho     | 5,7 | 3,2       | 476           | 19,8   |
|      | Julho     | 5,7 | 3,2       | 475           | 20     |
|      | Agosto    | 5,7 | 3,3       | 474           | 20,2   |
|      | Setembro  | 5,7 | 3,3       | 477           | 20     |
|      | Outubro   | 5,7 | 3,2       | 483           | 19,2   |
|      | Novembro  | 5,7 | 3,3       | 487           | 18     |
|      | Dezembro  | 5,7 | 3,2       | 486           | 17     |
| 2017 | Janeiro   | 5,4 | 3,3       | 483           | 16,6   |
|      | Fevereiro | 5,4 | 3,2       | 488           | 16,9   |
|      | Abril     | 6,3 | 3,3       | 474           | 18     |
|      | Maiο      | 6,4 | 3,2       | 478           | 18     |
|      | Junho     | 6,3 | 3,4       | 479           | 18,6   |
|      | Julho     | 6,3 | 3,3       | 474           | 19     |
|      | Agosto    | 6,3 | 3,3       | 474           | 19,9   |
|      | Setembro  | 6,3 | 3,3       | 476           | 19,2   |
|      | Outubro   | 6,3 | 3,2       | 474           | 19     |
|      | Novembro  | 6,3 | 3,2       | 475           | 17,6   |
|      | Dezembro  | 6,3 | 3,2       | 478           | 16,2   |
| 2018 | Janeiro   | 6,4 | 3,2       | 476           | 15,6   |
|      | Fevereiro | 6,4 | 3,2       | 483           | 15,3   |
|      | Março     | 6,4 | 3,2       | 479           | 16     |
|      | Abril     | 6,4 | 3,2       | 478           | 16,2   |
|      | Maiο      | 6,4 | 3,3       | 482           | 17,2   |
|      | Junho     | 6,4 | 3,3       | 486           | 17,6   |
|      | Outubro   | 6,3 | 3,2       | 483           | 18,7   |
|      | Novembro  | 6,3 | 3,3       | 485           | 18     |

As Tabelas A8 e A9 apresentam os valores médios de sólidos sedimentáveis (SS30) medidos no reator biológico, bem como na recirculação de lamas, entre os anos 2016 e 2018, nos meses de janeiro a junho e de julho a dezembro, respetivamente.

Tabela A8 - Valores médios de SS30 observados no reator biológico (RB) e na recirculação de lamas (L), entre fevereiro e junho de 2016 a 2018.

| Ano  | Unidade | Janeiro |     | Fevereiro |     | Março |     | Abril |     | Maio |     | Junho |     |
|------|---------|---------|-----|-----------|-----|-------|-----|-------|-----|------|-----|-------|-----|
|      |         | RB      | L   | RB        | L   | RB    | L   | RB    | L   | RB   | L   | RB    | L   |
| 2016 | ml/l    | 413     | 379 | 468       | 548 | 557   | 538 | 665   | 608 | 605  | 620 | 525   | 598 |
| 2017 |         | 674     | 608 | 700       | 706 | 764   | 762 | 717   | 733 | 703  | 682 | 607   | 605 |
| 2018 |         | 414     | 406 | 490       | 303 | 494   | 431 | 571   | 618 | 514  | 596 | 571   | 455 |

Tabela A9 - Valores médios de SS30 observados no reator biológico (RB) e na recirculação de lamas (L), entre julho e dezembro de 2016 a 2018.

| Ano  | Unidade | Julho |     | Agosto |     | Setembro |     | Outubro |     | Novembro |     | Dezembro |     |
|------|---------|-------|-----|--------|-----|----------|-----|---------|-----|----------|-----|----------|-----|
|      |         | RB    | L   | RB     | L   | RB       | L   | RB      | L   | RB       | L   | RB       | L   |
| 2016 | ml/l    | 476   | 532 | 505    | 519 | 500      | 565 | 618     | 657 | 647      | 597 | 676      | 647 |
| 2017 |         | 666   | 655 | 583    | 529 | 556      | 531 | 522     | 494 | 525      | 481 | 527      | 470 |
| 2018 |         | 617   | 500 | 550    | 514 | 500      | 482 | 547     | 582 | 600      | 718 | 550      | 621 |

#### Anexo IV: Dados dos equipamentos mecânicos utilizados

A Tabela A10 diz respeito ao tempo de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias (EE) de recirculação de lamas, de lamas em excesso e de escumas, em horas, observado em cada mês do ano de 2017. Complementado esta tabela, a Tabela A11 apresenta o tempo de funcionamento dos arejadores em minutos/hora para cada mês do ano, tendo sido realizada uma média anual. Semelhantermente, as Tabelas A12 e A13 apresentam o tempo de funcionamento destes equipamentos em 2018, enquanto as duas tabelas seguintes pertencem a 2019 entre janeiro e maio.

Tabela A10 - Tempo de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias de recirculação de lamas, de lamas em excesso e de escumas, em horas, observado em cada mês de 2017.

| Ano       | Arejadores mecânicos |     | EE de recirculação de lamas |     | EE de lamas em excesso |    | EE de escumas |    |
|-----------|----------------------|-----|-----------------------------|-----|------------------------|----|---------------|----|
|           | I                    | II  | I                           | II  | I                      | II | I             | II |
| 2017      |                      |     |                             |     |                        |    |               |    |
| Janeiro   | 43                   | 58  | 0                           | 669 | 2                      | 1  | 1             | 0  |
| Fevereiro | 56                   | 72  | 25                          | 585 | 5                      | 1  | 0             | 0  |
| Março     | 71                   | 94  | 0                           | 708 | 8                      | 0  | 0             | 0  |
| Abril     | 70                   | 93  | 147                         | 447 | 6                      | 1  | 0             | 0  |
| Maio      | 89                   | 118 | 266                         | 405 | 5                      | 4  | 1             | 5  |
| Junho     | 118                  | 150 | 165                         | 524 | 4                      | 0  | 0             | 0  |
| Julho     | 66                   | 86  | 313                         | 288 | 6                      | 5  | 1             | 0  |
| Agosto    | 67                   | 91  | 350                         | 366 | 2                      | 3  | 0             | 0  |
| Setembro  | 73                   | 98  | 282                         | 358 | 4                      | 0  | 0             | 0  |
| Outubro   | 170                  | 182 | 342                         | 350 | 3                      | 4  | 0             | 1  |
| Novembro  | 49                   | 62  | 336                         | 333 | 3                      | 2  | 0             | 0  |
| Dezembro  | 192                  | 197 | 258                         | 358 | 1                      | 2  | 0             | 0  |

Tabela A11 - Tempo de funcionamento dos arejadores em minutos/hora para cada mês do ano de 2017.

| Mês       | Dias | Horas | Média entre os 2 arejadores (h) | Arejamento (h/h) | Arejamento (min/h) |
|-----------|------|-------|---------------------------------|------------------|--------------------|
| Janeiro   | 31   | 744   | 51                              | 0,07             | 4,1                |
| Fevereiro | 29   | 696   | 64                              | 0,09             | 5,5                |
| Março     | 31   | 744   | 83                              | 0,11             | 6,7                |
| Abril     | 30   | 720   | 82                              | 0,11             | 6,8                |
| Maio      | 31   | 744   | 104                             | 0,14             | 8,3                |
| Junho     | 30   | 720   | 134                             | 0,19             | 11,2               |
| Julho     | 31   | 744   | 76                              | 0,10             | 6,1                |
| Agosto    | 31   | 744   | 79                              | 0,11             | 6,4                |
| Setembro  | 30   | 720   | 86                              | 0,12             | 7,1                |
| Outubro   | 31   | 744   | 176                             | 0,24             | 14,2               |
| Novembro  | 30   | 720   | 56                              | 0,08             | 4,6                |
| Dezembro  | 31   | 744   | 195                             | 0,26             | 15,7               |
|           |      |       |                                 | Média            | 9                  |

Tabela A12 - Tempo de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias de recirculação de lamas, de lamas em excesso e de escumas, em horas, observado em cada mês do ano de 2018.

| Ano       | Arejadores mecânicos |     | Bombas de recirculação de lamas |     | Bombas de lamas em excesso |    | Bombas de escumas |    |
|-----------|----------------------|-----|---------------------------------|-----|----------------------------|----|-------------------|----|
|           | I                    | II  | I                               | II  | I                          | II | I                 | II |
| 2018      |                      |     |                                 |     |                            |    |                   |    |
| Janeiro   | 231                  | 237 | 331                             | 341 | 2                          | 0  | 0                 | 0  |
| Fevereiro | 224                  | 229 | 342                             | 303 | 2                          | 2  | 1                 | 0  |
| Março     | 132                  | 148 | 290                             | 418 | 3                          | 2  | 0                 | 0  |
| Abril     | 55                   | 72  | 235                             | 445 | 3                          | 4  | 0                 | 0  |
| Maio      | 50                   | 69  | 429                             | 215 | 5                          | 5  | 0                 | 0  |
| Junho     | 150                  | 187 | 305                             | 338 | 4                          | 4  | 0                 | 0  |
| Julho     | 67                   | 80  | 291                             | 280 | 4                          | 5  | 1                 | 0  |
| Agosto    | 82                   | 104 | 354                             | 342 | 5                          | 0  | 0                 | 0  |
| Setembro  | 77                   | 94  | 234                             | 333 | 0                          | 6  | 1                 | 0  |
| Outubro   | 71                   | 89  | 431                             | 283 | 0                          | 4  | 0                 | 1  |
| Novembro  | 65                   | 84  | 308                             | 350 | 0                          | 8  | 0                 | 1  |
| Dezembro  | 76                   | 90  | 283                             | 264 | 4                          | 6  | 0                 | 0  |

Tabela A13 - Tempo de funcionamento dos arejadores em minutos/hora para cada mês do ano de 2018.

| Mês       | Dias | Horas | Média entre os 2 arejadores (h) | Arejamento (h/h) | Arejamento (min/h) |
|-----------|------|-------|---------------------------------|------------------|--------------------|
| Janeiro   | 31   | 744   | 234                             | 0,31             | 18,9               |
| Fevereiro | 29   | 696   | 227                             | 0,33             | 19,5               |
| Março     | 31   | 744   | 140                             | 0,19             | 11,3               |
| Abril     | 30   | 720   | 64                              | 0,09             | 5,3                |
| Maio      | 31   | 744   | 60                              | 0,08             | 4,8                |
| Junho     | 30   | 720   | 169                             | 0,23             | 14,0               |
| Julho     | 31   | 744   | 74                              | 0,10             | 5,9                |
| Agosto    | 31   | 744   | 93                              | 0,13             | 7,5                |
| Setembro  | 30   | 720   | 86                              | 0,12             | 7,1                |
| Outubro   | 31   | 744   | 80                              | 0,11             | 6,5                |
| Novembro  | 30   | 720   | 75                              | 0,10             | 6,2                |
| Dezembro  | 31   | 744   | 83                              | 0,11             | 6,7                |
|           |      |       |                                 | Média            | 10                 |

Tabela A14 - Tempo de funcionamento dos arejadores e das estações elevatórias de recirculação de lamas, de lamas em excesso e de escumas, em horas, observado entre janeiro e maio do ano de 2019.

| Ano       | Arejadores |     | EE de recirculação de lamas |     | EE de lamas em excesso |    | EE de escumas |    |
|-----------|------------|-----|-----------------------------|-----|------------------------|----|---------------|----|
|           | I          | II  | I                           | II  | I                      | II | I             | II |
| 2019      |            |     |                             |     |                        |    |               |    |
| Janeiro   | 65         | 82  | 259                         | 388 | 4                      | 4  | 0             | 0  |
| Fevereiro | 71         | 87  | 328                         | 270 | 4                      | 4  | 0             | 0  |
| Março     | 76         | 99  | 323                         | 321 | 3                      | 3  | 1             | 1  |
| Abril     | 67         | 86  | 219                         | 394 | 3                      | 2  | 0             | 0  |
| Maio      | 123        | 155 | 47                          | 644 | 3                      | 3  | 0             | 0  |

Tabela A15 - Tempo de funcionamento dos arejadores em minutos/hora para cada mês do ano de 2019 entre janeiro e maio.

| Ano       | Dias | Horas | Média entre os 2 arejadores (h) | Arejamento (h/h) | Arejamento (min/h) |
|-----------|------|-------|---------------------------------|------------------|--------------------|
| Janeiro   | 31   | 744   | 74                              | 0,10             | 5,9                |
| Fevereiro | 29   | 696   | 79                              | 0,11             | 6,8                |
| Março     | 31   | 744   | 88                              | 0,12             | 7,1                |
| Abril     | 30   | 720   | 77                              | 0,11             | 6,4                |
| Maio      | 31   | 744   | 139                             | 0,19             | 11,2               |
|           |      |       |                                 | Média            | 8,5                |

## Anexo V: Análise qualitativa das lamas produzidas

A Tabela A16 apresenta o controlo analítico destas lamas inclui vários parâmetros nomeadamente, agentes patogénicos, pH e quantidade de matéria orgânica e de azoto relativamente à matéria seca, no ano de 2016.

Tabela A16 - Análise qualitativa das lamas produzidas em 2016.

| Parâmetro        | Unidade            | 2016        |             |
|------------------|--------------------|-------------|-------------|
|                  |                    | 1º Semestre | 2º Semestre |
| E. coli          | (ufc/g)            | 4,60E+03    | 6,60E+02    |
| pH               | Escala de Sorensen | 6,1         | 6,3         |
| Matéria seca     | % (m/m)            | 13          | 13          |
| Matéria orgânica | % na matéria seca  | 78          | 77          |
| Fósforo          | mg/kg matéria seca | 1,50E+04    | 9,70E+03    |
| Potássio         | mg/kg matéria seca | <2,90E+03   | <3,30E+03   |
| Magnésio         | mg/kg matéria seca | < 2,90E+03  | <3,30E+04   |
| Cálcio           | mg/kg matéria seca | 1,30E+04    | 1,80E+04    |
| Cádmio           | mg/kg matéria seca | 10          | 13          |
| Cobre            | mg/kg matéria seca | 2,10E+02    | 2,80E+02    |
| Níquel           | mg/kg matéria seca | <72         | <75         |
| Chumbo           | mg/kg matéria seca | <72         | <75         |
| Zinco            | mg/kg matéria seca | 5,00E+02    | -           |
| Mercúrio         | mg/kg matéria seca | <0,7        | -           |

## Anexo VI: Balanço de massas da ETAR

A Tabela A17 apresenta o balanço de massas da ETAR de forma a calcular a quantidade de lamas em excesso em 2017 e 2018.



Tabela A17 - Balanço de massas da ETAR calculado para 2018.

| Condições iniciais               |                     |       |
|----------------------------------|---------------------|-------|
| Parâmetro                        | Unidade             | Valor |
| População                        | hab.                | 700   |
| Capitação de CBO <sub>5</sub>    | g/hab.dia           | 60    |
| Capitação de SST                 | g/hab.dia           | 90    |
| Reator Biológico                 |                     |       |
| Qmd                              | m <sup>3</sup> /dia | 120   |
| CBO <sub>5</sub>                 | kg/dia              | 44    |
| MS                               | kg/dia              | 70    |
| N <sub>TOTAL</sub>               | kg/dia              | 7,4   |
| Afluente ao espessador gravítico |                     |       |
| Produção específica de lamas     | kg/ MS/kg CBO.dia   | 0,8   |
| Quantidade de lamas em excesso   | kg/dia              | 37    |
| Espessador gravítico             |                     |       |
| Lamas espessadas                 |                     |       |
| Retenção de sólidos              | %                   | 90    |
| MS                               | kg/dia              | 33    |
| [lamas espessadas]               | kg/m <sup>3</sup>   | 30    |
| Q                                | m <sup>3</sup> /dia | 1,7   |
| Sobrenadantes                    |                     |       |
| MS                               | kg/dia              | 4     |
| CBO <sub>5</sub>                 | kg/dia              | 2     |
| Q                                | m <sup>3</sup> /dia | 3,5   |
| Desidratação - Filtro de bandas  |                     |       |
| A desidratar                     |                     |       |
| MS                               | kg/dia              | 47    |
| Q                                | m <sup>3</sup> /dia | 1,7   |
| Desidratadas                     |                     |       |
| Retenção de sólidos              | %                   | 90    |
| MS                               | kg/dia              | 40    |
| [lamas desidratadas]             | kg/m <sup>3</sup>   | 180   |
| Q                                | m <sup>3</sup> /dia | 0,2   |
| Escorrências                     |                     |       |
| MS                               | kg/dia              | 5     |
| CBO <sub>5</sub>                 | kg/dia              | 2     |
| Q                                | m <sup>3</sup> /dia | 1,3   |
| Sobrenadantes totais             |                     |       |
| MS                               | kg/dia              | 8     |
| CBO <sub>5</sub>                 | kg/dia              | 4     |
| Q                                | m <sup>3</sup> /dia | 5     |